VISIT…

LANZAROTE Caliente.COM

О. В. ЛИФШИЦ

СПРАВОЧНИК ПО ВОДОПОДГОТОВКЕ КОТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

ИЗДАНИЕ ВТОРОЕ, ПЕРЕРАБОТАННОЕ
И ДОПОЛНЕННОЕ



«ЭНЕРГИЯ»
МОСКВА 1976

6П2.22
Л64
УДК 621.187.12(03)

Лифшиц О. В.

Л64 Справочник по водоподготовке котельных установок. Изд. 2-е, перераб. и доп., М., «Энергия», 1976.

288 с. с ил.

В справочнике изложены вопросы проектирования и эксплуатации водоподготовительных установок производственных и отопительных котельных низкого и среднего давления, а также вопросы приготовления воды для подпитки тепловых сетей с открытой и закрытой системами теплоснабжения и для горячего водоснабжения от центральных тепловых пунктов. Приведены указания по выбору необходимых методов обработки воды, принципиальные схемы водоподготовительных установок и рекомендации по их расчету.

Первое издание справочника вышло в 1969 г. под названием «Справочник по водоподготовке котельных установок малой мощности».

Справочник рассчитан на инженерно-технический персонал, работающий в области водоподготовки.

Л $\frac{30303\text{-}364}{051(01)\text{-}76}$ 127-75 6П2.22

© Издательство «Энергия», 1976 г.

ПРЕДИСЛОВИЕ

В справочнике приведены различные методы и схемы обработки воды; рекомендации по выбору схем и их применению в зависимости от качества исходной воды и требований, предъявляемых к обработанной воде.

Даны методы расчета водоподготовительных установок и оборудования.

Во втором издании впервые освещены новые вопросы: расчет стоков от водоподготовки и котельной; приведены указания по необходимому при эксплуатации химическому контролю различного водоподготовительного и котельного оборудования; схемы частичного обессоливания воды; различные методы магнитной обработки воды; очистка конденсата от нефтепродуктов и продуктов коррозии оборудования.

При составлении справочника использованы последние работы проектных, научно-исследовательских организаций, учтен опыт эксплуатации водоподготовительных установок.

Организации, занимающиеся проектированием промышленных и отопительных котельных низкого и среднего давления, не располагают (за небольшим исключением) надлежащими кадрами химиков-водников и вынуждены привлекать для проектирования водоподогревательных установок теплотехников или сантехников. Эти специфические обстоятельства заставили автора при составлении данного справочника не ограничиваться материалами узко справочного характера, а дать также, хотя и в сокращенном виде, основные данные по химии воды и краткое описание сущности применяемых в настоящее время методов обработки воды, чему посвящены первый и второй разделы справочника.

Раздел 13, посвященный вопросам барботажной и вакуумной деаэраций, написан инж. М. Д. Язвиным.

Автор выражает глубокую благодарность инж. И. А. Комаровой, оказавшей помощь при составлении настоящего справочника, и рецензенту инж. И. С. Вайнтраубу, давшему ценные рекомендации, улучшившие содержание справочника.

Замечания и предложения по содержанию справочника автор просит направлять по адресу: 113114, Москва, Шлюзовая набережная, 10, изд-во «Энергия».

Автор

Раздел первый

ОСНОВНЫЕ ДАННЫЕ ПО ХИМИИ ВОДЫ

1-1. ПОКАЗАТЕЛИ КАЧЕСТВА ВОДЫ

Взвешенные вещества в природных водах содержатся в виде глинистой суспензии, частиц песка, отмершей растительности; в котловой и обрабатываемой воде — в виде шлама, содержащего плохо растворимые вещества: $CaCO_3$, $Mg(OH)_2$, $Fe(OH)_3$ и др.

Содержание взвешенных веществ определяют путем фильтрования анализируемой воды через бумажный фильтр с просушиванием его при 105—110°С до постоянной массы. Такое определение трудоемко, и поэтому часто предпочитают косвенный метод, определяющий содержание мелкодисперсной взвеси по прозрачности воды (по «шрифту» или «кресту» в соответствии с ГОСТ 3351-46). Чем меньше взвешенных веществ, тем более прозрачна вода, но прямой зависимости между этими показателями нет, так как прозрачность зависит не только от количества взвешенных веществ, но и от размера частиц, их формы, цвета.

Сухой остаток S определяют путем выпаривания освобожденной от взвешенных веществ пробы и высушивания полученного остатка при 105—110°С до постоянной массы. Сухой остаток состоит из молекулярно- и коллоиднорастворенных веществ (минеральных и органических).

При упаривании нефильтрованной пробы получают осадок, который просушивают при 105°С до постоянной массы, такой осадок называют плотным остатком.

Минеральный остаток (общее солесодержание) можно подсчитать путем суммирования катионов и анионов, полученных в результате полного химического анализа воды.

Практически общее солесодержание можно быстро определить электрометрическим путем, основанным на измерении электропроводности воды. Этим методом пользуются для определения солесодержания пара, конденсата, питательной и котловой воды. Удельная электропроводность химически чистой воды составляет примерно $5 \cdot 10^{-8}$ 1/(Ом·см). Растворенные в воде соли увеличивают ее электропроводность; наличие 0,5 мг/л солей увеличивает электропроводность в среднем до $1 \cdot 10^{-6}$ 1/(Ом·см). Недостатком метода является завышение показаний при наличии в пробе растворенных газов CO_2 и NH_3. Поэтому при определении, например, солесодержания пара следует вводить поправки на газовые составляющие либо подвергать пробу глубокой дегазации.

Окисляемость воды — косвенный показатель наличия органических веществ, присутствующих в природных водах преимущественно в виде различных коллоидных соединений, количество которых непосредственно определить трудно. О присутствии в воде органических веществ судят косвенно, по расходу

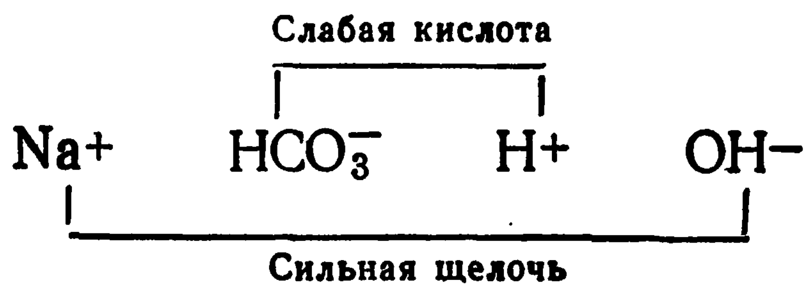
кислорода на их окисление при воздействии $KMnO_4$. Величину окисляемости выражают количеством израсходованного $KMnO_4$ или чаще O_2, мг/л.

Жесткость — показатель, определяющий содержание в воде катионов накипеобразователей — кальция и магния.

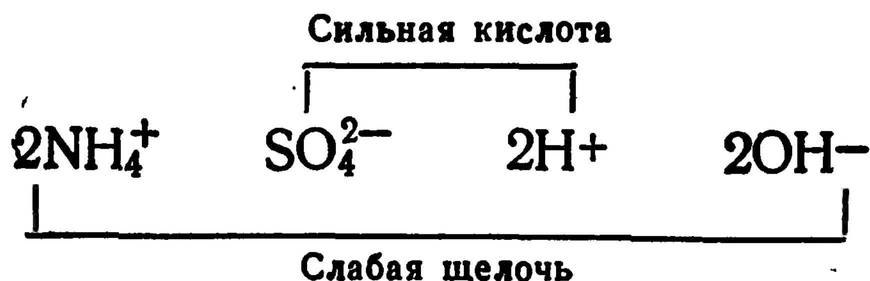
Общая жесткость $Ж_о$ воды определяется суммарным содержанием в ней Ca^{2+} (кальциевая жесткость) и Mg^{2+} (магниевая жесткость), выраженным в миллиграмм-эквивалентах на литр. Часть общей жесткости (в предельном случае — вся), эквивалентная концентрации бикарбонат-ионов HCO_3, называется карбонатной жесткостью $Ж_к$, разность между общей и карбонатной жесткостью называется некарбонатной жесткостью $Ж_{н.к}$.

Щелочность — показатель, определяющий содержание в воде гидроксильных ионов OH^- и анионов слабых кислот HCO_3^-, CO_3^{2-}, PO_4^{3-}, SiO_3^{2-} и др., связанных с катионами Na^+, K^+, Ca^{2+}, Mg^{2+}, которые при диссоциации образуют более сильные щелочи и придают раствору щелочной характер.

Теория электролитической диссоциации объясняет, каким образом наличие анионов слабых кислот обусловливает щелочность воды. Например, соль $NaHCO_3$ в водном растворе диссоциирует:



Раствор $NaHCO_3$ имеет щелочной характер, так как $NaOH$ — сильная щелочь, а H_2CO_3 — слабая кислота. Или, например, соль $(NH_4)_2SO_4$, растворенная в воде, диссоциирует:



Раствор $(NH_4)_2SO_4$ имеет кислый характер, так как H_2SO_4 — сильная кислота, а NH_4OH — слабая щелочь.

В природных водах (называемых в водоподготовке также исходными) щелочность $Щ_{и.в}$ обусловливается содержанием иона HCO_3^-. Если в исходной воде содержание иона HCO_3^-, выраженное в миллиграмм-эквивалентах на литр, меньше или равняется общей жесткости ($HCO_3^- \leqslant Ж_о$), то величина $Щ_{и.в}$ эквивалентна $Ж_к$ ($Щ_{и.в} = Ж_к$). Если $HCO_3^- > Ж_о$, то все катионы жесткости связаны с HCO_3^-, т. е. $Ж_о = Ж_к$ и, кроме того, в воде находится бикарбонат натрия в количестве: $NaHCO_3 = Щ_{и.в} - Ж_о$.

Общей щелочностью воды $Щ_о$ называется сумма содержащихся в ней гидроксильных ионов и анионов слабых кислот, выраженных в миллиграмм-эквивалентах на литр.

Общая щелочность определяется титрованием пробы воды соляной кислотой в присутствии сначала фенолфталеина (Ф), затем метилоранжа (М). Такое раздельное титрование позволяет по табл. 1-1 достаточно точно определить наличие отдельных компонентов общей щелочности воды при следующих условиях: $Ф = 0{,}2Ф < М$ и $pH < 9{,}5$, к тому же в воде не могут одновременно при-

Таблица 1-1

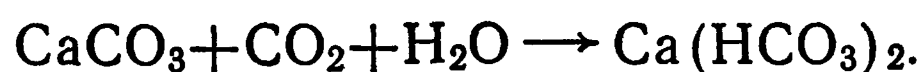
Вычисление компонентов общей щелочности

Соотношение между $М$ и $Ф$	Вода содержит	Составляющие общей щелочности		
		Бикарбонаты HCO_3^-	Карбонаты CO_3^{2-}	Гидраты OH^-
$Ф=0$	HCO_3^-	$М$	0	0
$2Ф<М$	HCO_3^- и CO_3^{2-}	$М-2Ф$	$2Ф$	0
$2Ф=М$	CO_3^{2-}	0	$2Ф$	0
$2Ф>М$	CO_3^{2-} и OH^-	0	$2(М-Ф)$	$2Ф-М$
$Ф=М$	OH^-	0	0	$М$

углекислоты, т. е. в виде карбонатного иона CO_3^{2-}.

Наличие в воде углекислоты в виде CO_2, HCO_3^- и CO_3^{2-} зависит от pH среды, температуры и пр. Для поддержания в растворе определенной концентрации бикарбонатных ионов необходимо присутствие свободной углекислоты, называемой равновесной.

Если количество свободной углекислоты в воде больше ее равновесной концентрации, то избыток CO_2 называют агрессивной углекислотой, вызывающей коррозию металла, разрушение бетона, растворение карбоната кальция по реакции



$$CaCO_3+CO_2+H_2O \longrightarrow Ca(HCO_3)_2.$$

1-2. АНАЛИЗЫ ВОДЫ И ИХ ПРОВЕРКА

Оценка пригодности воды в качестве питьевой проводится по всем показателям, приведенным в ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая».

Пригодность воды для энергетических целей и выбор соответствующих методов обработки могут быть решены при наличии полного анализа воды с определением следующих показателей: взвешенные вещества, сухой остаток, концентрация водородных ионов pH, окисляемость, свободная углекислота, щелочность, жесткость общая, жесткость карбонатная, катионы: Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^+ и др., анионы: HCO_3^-, Cl^-, SO_4^{2-} и др.

В зависимости от источника водоснабжения необходимо иметь несколько анализов, характеризующих исходную воду. Для артезианской воды достаточно двух анализов, взятых в различное время, подтверждающих постоянство качественных показателей. Для поверхностных вод необходимо иметь ежемесячные анализы за последние 2—3 года, из которых выбирается анализ, характеризующий худшие качественные показатели, например максимальные солесодержание, жесткость и пр., в предпаводковый период, максимальное содержание взвешенных веществ, окисляемость, характерные в период паводка или ливневых дождей.

Наличие ежемесячных анализов за последние 2—3 года необходимо из-за возможных изменений, характерных для данного источника водоснабжения. Например, в р. Каме (г. Березники) вместо обычного колебания солесодержания в течение года от 100 до 500 мг/л на протяжении 1—3 мес. (независимо от времени года) солесодержание эпизодически повышается до 1000—2500 мг/л. В р. Тоболе обычно солесодержание не превышает 1000 мг/л, эпизодически продолжительно солесодержание повышается до 3000—5000 мг/л.

Технологический анализ воды проводится по соответствующей методике, разработанной ВОДГЕО, для правильного выбора, например, методов коагуляции или обезжелезивания поверхностных вод; при этом устанавливаются оптимальные режимы проведения процесса (температура, pH среды, скорость), дозировка реагентов и пр.

Проверка правильности анализа производится по следующим показателям:

а) Сумма катионов $\Sigma\, \mathit{Кат}$ должна равняться сумме анионов $\Sigma\, \mathit{Ан}$, выраженных в миллиграмм-эквивалентах на литр.

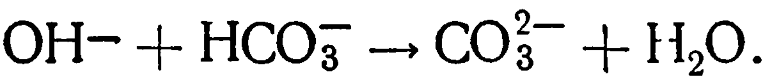
Если в анализе содержание катионов и анионов дано в миллиграммах на литр, следует его перевести в миллиграмм-эквиваленты на литр и проверить равенство:

$$\frac{Ca}{20,04}+\frac{Mg}{12,16}+\frac{Na}{23}+\frac{NH_4}{18,04}+\ldots=$$
$$=\frac{HCO_3}{61,02}+\frac{SO_4}{48,03}+\frac{Cl}{35,48}+\ldots \quad (1\text{-}2)$$

б) Концентрация катионов натрия и калия обычно принимается в анализах равной разности между суммой всех анионов *Ан* и суммой остальных катионов:

$$Na^+ + K^+ = \Sigma\, \mathit{Ан} -$$
$$-(Ca^{2+}+Mg^{2+}+Fe^{2+}+\ldots). \quad (1\text{-}3)$$

сутствовать ионы OH^- и HCO_3^- вследствие реакции



$$OH^- + HCO_3^- \rightarrow CO_3^{2-} + H_2O.$$

Относительной щелочностью называется общая щелочность воды в пересчете на NaOH, отнесенная к сухому остатку воды и выраженная в процентах

$$Щ_{от} = \frac{Щ_о \cdot 40 \cdot 100}{S}, \qquad (1\text{-}1)$$

где $Щ_{от}$ — относительная щелочность, %; $Щ_о$ — общая щелочность воды, мг-экв/л; S — сухой остаток воды, мг/л; 40 — эквивалент NaOH.

Ионный состав воды. Растворенные в воде соли в той или иной степени диссоциированы на ионы. При этом вода как электролит является всегда электрически нейтральной, так как сумма положительно заряженных ионов—катионов всегда равна сумме отрицательно заряженных ионов—анионов, выраженных в миллиграмм-эквивалентах на литр. Это правило служит основой проверки полного анализа, в котором определяют присутствующие в воде катионы и анионы.

Обычно в природной воде присутствуют катионы Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^+, Fe^{2+} и анионы HCO_3^-, Cl^-, SO_4^{2-}, SiO_3^{2-}; реже NH_4^+, Fe^{3+}, NO_2^-, NO_3^-.

Железо в природных водах встречается в виде двухвалентных ионов и в виде коллоидных, а также комплексных органических и неорганических соединений двух- и трехвалентного железа.

В подземных водах двухвалентное железо находится преимущественно в виде бикарбоната $Fe(HCO_3)_2$. В артезианской воде в редких случаях, когда имеет место подпитка водоносного горизонта водами рек или болот, может находиться двухвалентное железо в виде комплексных органических соединений. В исключительных случаях двухвалентное железо может встречаться и в поверхностной воде. Так, например, зимой в Верхнеисетском озере (г. Свердловск) в результате окислительно-восстановительных процессов, связанных со стоками от предприятий, в воде под толщей льда полностью отсутствует кислород и имеется двухвалентное железо.

Содержание двухвалентного железа в подземных водах определяется калориметрическим путем и выражается в миллиграммах на литр.

В поверхностных водах обычно содержится трехвалентное железо, преимущественно в виде коллоидных соединений; количество трехвалентного железа определяется обычно весовым путем (в виде полуторных окислов $Fe_2O_3+Al_2O_3$) и выражается в миллиграммах на литр.

Концентрация водородных ионов pH — один из важных показателей качества воды, по которому можно определить, щелочная вода или кислая. Классификацию воды по величине pH можно представить так:

Степень кислотности или щелочности	pH
Кислая	1—3
Слабокислая	4—6,5
Нейтральная	7
Слабощелочная	7,5—10
Щелочная	11—14

Растворенные газы. При приготовлении воды для энергетических целей представляют интерес те газы, которые могут вызвать коррозию металла. К таким газам, встречающимся в природных водах, относятся: кислород, углекислота, сероводород, аммиак.

Растворенный в воде кислород (попадающий в основном из воздуха) является главным коррозионным агентом, вызывающим неполадки в работе энергетического оборудования.

Особый интерес представляет углекислота, которая в природных водах встречается в виде свободной углекислоты, представляющей собой растворенный в воде газ CO_2, полусвязанной углекислоты, т. е. в виде бикарбонатных ионов HCO_3^-, в некоторых случаях в виде связанной

в) Величина общей жесткости должна равняться сумме концентраций кальция и магния, выраженных в миллиграмм-эквивалентах на литр:

$$Ж_{и.в} = \frac{Ca^{2+}}{20,04} + \frac{Mg^{2+}}{12,16}, \quad (1\text{-}4)$$

где $Ж_{и.в}$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л.

г) Концентрация бикарбонатного иона HCO_3^-, выраженная в миллиграмм-эквивалентах на литр, должна быть:

при $Ж_{и.в} > Щ_{и.в}$

$$[HCO_3^-]_{и.в} = Ж_к = Щ_{и.в}; \quad (1\text{-}5)$$

при $Ж_{и.в} < Щ_{и.в}$

$$[HCO_3^-]_{и.в} = Щ_{и.в}; \; Ж_{и.в} = Ж_к;$$

$$Ж_{н.к} = 0, \quad (1\text{-}6)$$

где $Щ_{и.в}$ — щелочность исходной воды, мг-экв/л; $[HCO_3^-]_{и.в}$ — концентрация бикарбонатного иона в исходной воде, мг-экв/л; $Ж_к$ — карбонатная жесткость исходной воды, мг-экв/л; $Ж_{н.к}$ — некарбонатная жесткость исходной воды, мг-экв/л.

Имеет практический интерес представить анализ воды в виде диаграммы гипотетического состава солей. Пример такой диаграммы приведен на рис. 1-1. Пользуясь правилом, что сумма растворенных в воде катионов равна сумме анионов, строят график состава исходной воды, для чего на параллельных шкалах в соответствии с рядом активности ионов в масштабе откладывают содержание катионов и под ними — анионов в миллиграмм-эквивалентах на литр. Такой график помогает решить ряд вопросов в процессах водоподготовки (известкования, водород-катионирования, внутрикотловой обработки и пр.).

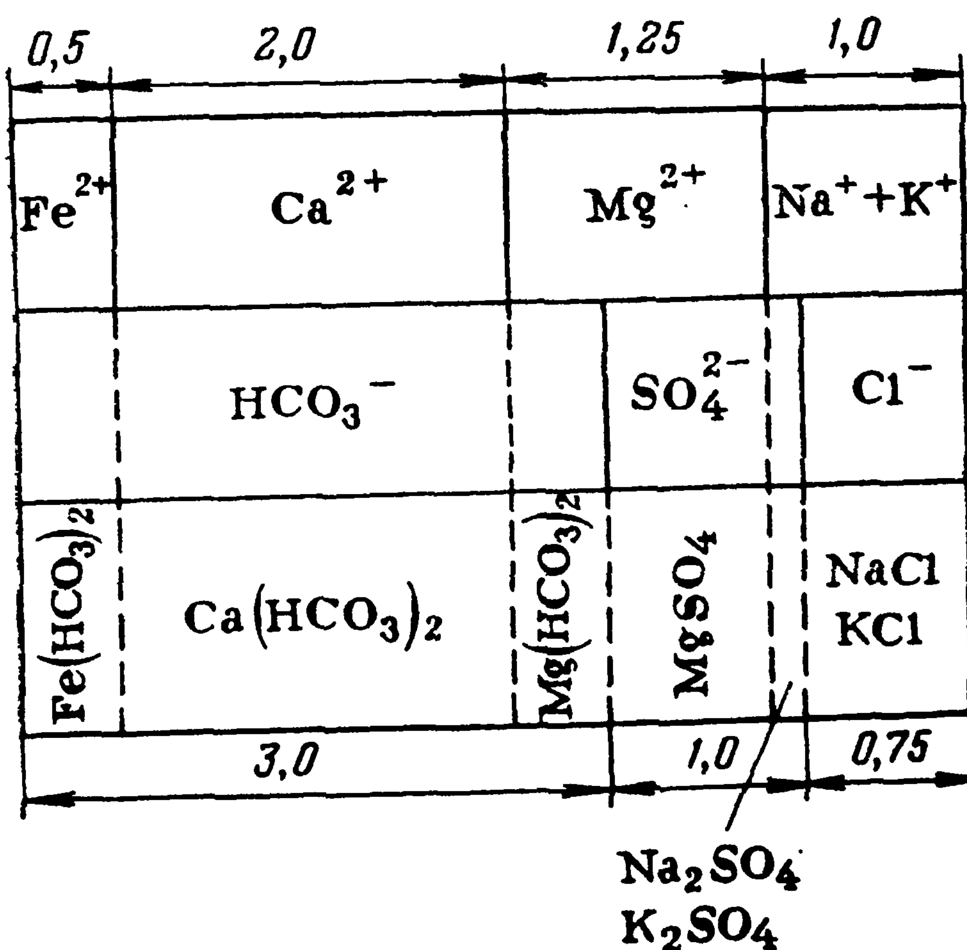


Рис. 1-1. Диаграмма гипотетического состава солей в исходной воде по данным анализа ($\Sigma\ Кат = \Sigma\ Ан = 4,75$ мг-экв/л).

1-3. ВЫЧИСЛЕНИЕ СОСТАВА ВОДЫ ПОСЛЕ РАЗЛИЧНЫХ СТАДИЙ ЕЕ ОБРАБОТКИ

а) ИЗВЕСТКОВАНИЕ И КОАГУЛЯЦИЯ

Известкование производится при различных дозах извести в зависимости от качества исходной воды и требуемых окончательных результатов, в соответствии с чем и определяется состав обработанной воды.

В случаях, когда осуществляется только коагуляция обрабатываемой воды и дозировка извести производится с целью подщелачивания (когда карбонатной жесткости недостаточно для реакции с коагулянтом, см. § 2-1), то жесткость и сухой остаток обработанной воды увеличиваются и их определяют по формулам:

$$Ж_{о.в} = Ж_{и.в} + K; \quad (1\text{-}7)$$

$$S_{о.в} = S_{и.в} + aK, \quad (1\text{-}8)$$

где $Ж_{о.в}$ — общая жесткость обработанной воды, мг-экв/л; $S_{о.в}$ — сухой остаток обработанной воды, мг/л; $S_{и.в}$ — сухой остаток исходной воды, мг/л; K — доза коагулянта, мг-экв/л; a — коэффициент (при коагуляции хлорным железом $a = 55,5$, при коагуляции сернокислым железом или сернокислым алюминием $a = 68,07$).

Если известкование осуществляется при условии $Ж_{Ca} > Ж_к$ (см. § 2-2, а), то жесткость и сухой остаток обработанной воды снижаются,

причем остаточная карбонатная жесткость становится тем меньше, чем больше содержание в исходной воде кальция, их определяют по формулам

$$Ж_{к.о.в} = 0,5 - 0,75 \text{ мг-экв/л}$$

(см. табл. 2-1а);

$$Ж_{о.в} = Ж_{и.в} - (Ж_к - Ж_{к.о.в}); \quad (1\text{-}9)$$

$$S_{о.в} = S_{и.в} - 20,04 (Ж_{Ca} - Ж_{к.о.в}) - \frac{61,02(Ж_к - Ж_{к.о.в})}{2}, \quad (1\text{-}10)$$

где $Ж_{Ca}$ — кальциевая жесткость исходной воды, мг-экв/л; $Ж_{к.о.в}$ — карбонатная жесткость обработанной воды, мг-экв/л.

Если известкование осуществляется при условии $Ж_{Ca} < Ж_к$ (см. § 2-2, а), т. е. когда необходимо известкованием удалить кальций и магний или часть магния, связанного с анионом HCO_3^-, жесткость и сухой остаток обработанной воды снижаются, и их принимают равными

$$Ж_{к.о.в} \approx 0,7 \div 1,0 \text{ мг-экв/л};$$

$$Ж_о = Ж_{и.в} - (Ж_к - Ж_{к.о.в}); \quad (1\text{-}11)$$

$$S_{о.в} = S_{и.в} - 20,04 Ж_{Ca} - 12,16 (Ж_к - Ж_{Ca} - Ж_{к.о.в}) - \frac{61.02 (Ж_к - Ж_{к.о.в})}{2}. \quad (1\text{-}12)$$

б) НАТРИЙ-КАТИОНИРОВАНИЕ

Щелочность исходной воды при натрий-катионировании не изменяется. Остаточная общая жесткость воды зависит от качества исходной воды и требований потребителей; более глубокое умягчение воды требует большего расхода соли на регенерацию. Обычно для получения воды с остаточной жесткостью 0,1 мг-экв/л применяют одноступенчатое катионирование с удельным расходом соли 100—150 г/г-экв. Для получения глубокоумягченной воды с остаточной жесткостью не более 0,02 мг-экв/л применяют двухступенчатое катионирование с удельным расходом соли на второй ступени катионирования 350—400 г/г-экв.

Сухой остаток исходной воды при натрий-катионировании увеличивается за счет обмена катионов Ca^{2+} и Mg^{2+} на Na^+ и определяется по формуле

$$S_{Na} = S_{и.в} + 2,96 Ж_{Ca} + 10,84 Ж_{Mg}, \quad (1\text{-}13)$$

где S_{Na} — сухой остаток натрий-катионированной воды, мг/л; $Ж_{Mg}$ — магниевая жесткость исходной воды, мг-экв/л.

в) ВОДОРОД-КАТИОНИРОВАНИЕ

При параллельном водород-натрий-катионировании жесткость воды при автоматическом регулировании можно поддерживать в пределах 0,25—0,35 мг-экв/л.

Глубина умягчения воды при параллельном водород-натрий-катионировании в зависимости от требования потребителей может быть получена равной 0,1 или 0,02 мг-экв/л путем одноступенчатого катионирования или введения второй (после смешения и декарбонизации) ступени натрий-катионирования.

При водород-катионировании с «голодной» регенерацией водород-катионитных фильтров остаточную щелочность или карбонатную жесткость можно получить не менее 0,7—1 мг-экв/л.

Сухой остаток воды после водород-катионирования определяется по формуле:

$$S_H = S_{и.в} - 20,04 Ж_{Ca} - 12,16 Ж_{Mg} - \frac{(Щ_{и.в} - Щ_{ост}) 61,02}{2}, \quad (1\text{-}14)$$

где S_H — сухой остаток водород-катионированной воды, мг/л; $Щ_{ост}$ — остаточная щелочность обработанной воды, мг-экв/л.

При водород-катионировании с «голодной» регенерацией фильтров в формуле (1-14) берут только ту часть кальциевой и магниевой жест-

кости, которая удаляется водород-катионированием (т. е. связана с анионом HCO_3^-); это ориентировочно устанавливают по диаграмме гипотетического состава солей (см. рис. 1-1) при $Щ_{ост} \approx 0,7$ мг-экв/л.

Сухой остаток воды после параллельного водород-натрий-катионирования определяется по формуле

$$S_{о.в} = S_H \alpha_H + S_{Na} \alpha_{Na}, \qquad (1\text{-}15)$$

где α_H — доля водород-катионированной воды; α_{Na} — доля натрий-катионированной воды.

г) НАТРИЙ-ХЛОР-ИОНИРОВАНИЕ

В зависимости от требований, предъявляемых к обработанной воде, глубину умягчения воды до 0,1—0,02 мг-экв/л можно получить путем одно- или двухступенчатого натрий-катионирования.

Снижение щелочности исходной воды при натрий-хлор-ионировании возможно до 0,5 мг-экв/л, однако снижение щелочности целесообразно вести не до низшего возможного предела, а до величины, допустимой нормами для данного конкретного случая,— 1—2 мг-экв/л.

Сухой остаток обработанной воды определяют по формуле:

$$S_{о.в} = S_{и.в} - 2,96 Ж_{Ca} - 10,84 Ж_{Mg} + 4,97 (Щ_{и.в} - Щ_{о.в}) - 12,55 [SO_4], \qquad (1\text{-}16)$$

где $Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды, мг-экв/л; $[SO_4]$ — концентрация в исходной воде сульфата-иона, мг-экв/л.

Надо иметь в виду, что сухой остаток котловой воды при натрий-хлор-ионировании будет выше, чем при натрий-катионировании, так как ион хлора остается в котловой воде, а бикарбонатный ион в котловой воде разлагается и углекислота удаляется с паром.

д) АММОНИЙ-НАТРИЙ-КАТИОНИРОВАНИЕ

Щелочность обработанной воды равна щелочности исходной воды, так как взамен бикарбонатов кальция и магния образуется эквивалентное количество бикарбонатов аммония и натрия. Однако в котловой воде (за счет разложения NH_4HCO_3) так называемая «условная» остаточная щелочность воды уменьшается до 0,3—0,7 мг-экв/л.

Сухой остаток обработанной воды определяют так же, как и для водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров, так как NH_4HCO_3 разлагается в котле на NH_3 и CO_2, которые удаляются с паром.

е) ЧАСТИЧНОЕ ХИМИЧЕСКОЕ ОБЕССОЛИВАНИЕ

При частичном химическом обессоливании остаточное солесодержание устанавливается потребителями обессоленной воды. По заданному солесодержанию обессоленной воды и по качеству исходной определяют, какие катионы и в каком количестве должны остаться в частично обессоленной воде.

Для наглядности на рис. 1-2 приведена диаграмма гипотетического состава солей, которые могут остаться после частичного обессоливания. В частично обессоленной воде (рис. 1-2) из катионов остается только натрий, из анионов — кремниевая кислота в количестве, равном ее содержанию в исходной воде (при частичном обессоливании она не удаляется); углекислота — остаточное содержание ее в схемах с декарбонизаторами составляет примерно 0,22 мг-экв/л (соответственно 5 мг/л CO_2), при известковании 0,5—0,7 мг-экв/л (HCO_3); остаточные содержания хлоридов и сульфатов принимаются такими, чтобы суммарное содержание Na^+, SiO_3^{2-}, CO_3^{2-}, Cl^- и SO_4^{2-} не превышало заданного солесодержания. Сульфаты в частично обессоленной воде обычно отсутствуют, наличие их в частично обессоленной воде возможно только при очень незначительном содержании хлоридов в исходной воде, тогда содержание

хлоридов в обессоленной воде равно наличию их в исходной, а количество сульфатов остается в соответствии с требуемым остаточным солесодержанием частично обессоленной воды.

Остаточное содержание сульфатов и хлоридов по заданному остаточному солесодержанию частично обессоленной воды определяется из следующих уравнений:

при наличии сульфатов в обессоленной воде $[SO_4^{2-}]_{ост} > 0$

$$[SO_4^{2-}]_{ост} = \frac{S_{ч.о.в} - 61,03\,[SiO_3^{2-}]_{и.в} - 53,01\,[CO_3^{2-}]_д - 58,48\,[Cl^-]_{и.в}}{71,03}; \quad (1\text{-}17)$$

при отсутствии сульфатов в обессоленной воде $[SO_4^{2-}]_{ост} = 0$

$$[Cl^-]_{ост} = \frac{S_{ч.о.в} - 61,03[SiO_3^{2-}]_{и.в} - 53,01[CO_3^{2-}]_д}{58,44}, \quad (1\text{-}18)$$

где $S_{ч.о.в}$ — заданное солесодержание частично обессоленной воды, мг/л; $[CO_3^{2-}]_д$ — концентрация углекислоты после декарбонизации, мг-экв/л, в пересчете на CO_3^{2-}; $[SO_4^{2-}]_{ост}$ — остаточное содержание сульфатов в частично обессоленной воде (предварительно определяется по диаграмме гипотетического состава солей), мг-экв/л; $[SiO_3^{2-}]_{и.в}$ и $[Cl^-]_{и.в}$ — концентрация соответственно анионов кремниевой кислоты и хлоридов в исходной воде, мг-экв/л.

Содержание натрия в частично обессоленной воде определяется из условия, что сумма катионов равняется сумме анионов:

Na^+			
SO_4^{2-}	Cl^-	CO_3^{2-}	SiO_3^{2-}
Na_2SO_4	NaCl	Na_2CO_3	Na_2SiO_3

Рис. 1-2. Диаграмма гипотетического состава солей частично обессоленной воды (Σ *Кат* $= \Sigma$ *Ан*, мг-экв/л).

Na^+ — содержание натрия в обессоленной воде; SiO_3^{2-} — содержание кремниевой кислоты (равное количеству ее в исходной воде); CO_3^{2-} — остаточное содержание углекислоты после декарбонизации (при регенерации анионитных фильтров NaOH); Cl^- — содержание хлоридов в обессоленной воде или остаточное содержание хлоридов (при полном удалении SO_4); SO_4^{2-} — остаточное содержание сульфатов в обессоленной воде.

при $[SO_4^{2-}]_{ост} > 0$

$$[Na^+]_{ост} = [SiO_3^{2-}] + [CO_3^{2-}] + [Cl] + [SO_4^{2-}]; \quad (1\text{-}19)$$

при $[SO_4^{2-}]_{ост} = 0$

$$[Na^+]_{ост} = [SiO_3^{2-}] + [CO_3^{2-}] + [Cl^-], \quad (1\text{-}20)$$

где $[Na^+]_{ост}$ — остаточное содержание катионов натрия в частично обессоленной воде, мг-экв/л.

1-4. СОСТАВ ПРИРОДНЫХ ВОД СССР

Состав некоторых природных вод СССР по данным проектных организаций и гидрогеологического ежегодника приведен в табл. 1-2. Данные табл. 1-2 могут служить для ориентировочной проверки присылаемых с мест анализов. В расчетах водоподготовительных установок должны приниматься анализы в соответствии с указаниями, данными в § 1-2.

Таблица

Состав природных вод СССР

Река, водоем	Место отбора пробы воды	Дата отбора пробы	Взвешенные вещества, мг/л	Сухой остаток, мг/л	pH	Окисляемость, мг/л	Щелочность, мг-экв/л	Жесткость, мг-экв/л		Содержание катионов и анионов в воде, мг/л								
								карбонатная	общая	Ca^{2+}	Mg^{2+}	Na^{+}	Fe^{3+}	HCO_3^-	SO_4^{2-}	Cl^-	NO_3^-	NO_2^-
Амур	Хабаровск	III—1962	16	93	—	—	0,5	0,5	0,5	6	2,4	1,6	—	30,5	5,6	2	1,6	—
Амур	»	X—1962	36	66	—	—	0,7	0,7	0,9	13,4	2,5	9,2	—	42,7	4,2	3	—	—
Амударья	Гаурдак	VII—1966	—	528	6,8	—	2,4	2,4	4,7	66,7	16,7	32,2	48	146,4	49	110,6	0,3	—
Ангара	Ангарск	IV—1959	2	100	—	—	1,2	1,1	1,1	17,2	2,9	11	—	73,2	8,1	2	—	—
Ангара	»	V—1960	2	117	—	—	1,1	1,1	1,2	16,5	4,3	31	—	67,18	7	2,2	—	—
Ангара	с. Неван	III—1967	86	98	7,2	2,96	1,3	1,3	1,45	20	5,5	5,3	0,05	79,8	10	6	—	—
Ангара	»	VII—1967	96	99	7,5	—	1,5	1,5	1,5	21,8	5,2	9,2	—	91,5	10	5,8	—	—
Белая	Усолье-Сибирское	II—1962	7	169	—	—	1,5	1,5	2,3	29,4	10,1	13,8	—	91,5	21,8	19,7	0,6	—
Белая	То же	V—1962	29	159	—	—	1,9	1,9	2,1	22,8	11,9	2,6	—	117,0	19,8	15,5	0,1	—
Белая	Уфа	II—1966	—	800	75	—	5,8	5,8	12,4	232,4	9,72	9,2	0,2	354	321,6	11,2	—	—
Волга	Балахна	I—1961	—	153	—	—	1,7	1,7	2,1	28	8,2	4,5	—	108,7	24,7	1,8	—	—
Волга	»	V—1961	—	125	—	—	1	1	1,8	17,2	4,9	3,6	—	61	16,4	3,6	—	—
Волга	Казань	IV—1961	520	189	—	—	1,3	1,3	1,7	24	6,1	32	—	79,3	67,7	11,0	—	—
Волга	»	VII—1961	10	360	—	—	2,3	2,3	4,8	72	14,5	20,5	—	140,3	140	15	—	—
Волга	Калинин	II—1962	3	274	—	—	3,3	3,3	3,3	48	10,9	25	—	201	49	7,8	—	—
Волга	»	IV—1962	44	92	—	—	0,7	0,7	0,9	14,4	2,4	7,6	—	43,3	6,2	3,3	0,8	—
Волга	Куйбышев	II—1968	—	308	7,4	7,84	2,35	2,35	4,13	65,93	10,21	21,5	0,07	144	77,34	39,21	—	—
Волга	»	III—1968	—	372	7,2	8,16	2,45	2,45	4,09	63,22	11,3	31,5	0,2	149,2	78,97	48,62	—	—
Волга	Ярославль	III—1961	13	168	—	—	1,9	1,9	2,5	34,4	9,1	4,4	—	119	23,1	5,8	—	—
Волга	»	V—1961	25	162	—	—	1,8	1,8	2,4	33,9	8,7	7	—	112,9	22,8	4,2	—	—
Волга	Кстово	III—1961	5	301	—	—	3	3	4	59,6	12,4	22,2	—	183	71,7	13	4,5	—
Волга	»	V—1961	28	158	—	—	1,5	1,5	2	26,5	8,2	18,1	—	91,5	36,1	8	4,8	—
Волга	Рыбинск	IV—1969	—	272	6,5	12	1,7	1,7	2,6	41,5	5,2	6	—	104	34,9	11,2	—	—
Вологда	Вологда	III—1969	8	708	7,3	15,1	7,1	7,1	8,1	91,2	48,2	69	1	433	125,5	89,2	—	—
Вятка	Кирово-Чепетск	II—1961	—	233	—	—	3,8	8,1	3,1	41	12,7	27,8	—	223	16,8	6	—	—
Вятка	»	IV—1962	168	105	—	—	0,9	0,9	0,9	14	3	12	—	62	84	3,1	4	—
Днепр	Дорогобуж	II—1969	—	261	—	—	4,5	4,5	4,7	70	14,6	9,1	—	274	3,4	8,5	—	—
Днепр	»	IV—1962	—	63	—	—	0,6	0,6	0,7	11,1	2,4	2	—	36,6	—	5,5	—	—
Днепр	Днепропетровск	III—1969	—	410	6,9	15	3,9	8,9	4,2	60,12	14,59	61,64	6	237,9	105,67	36,1	76	—
Дон	Ростов	I—1968	2,8	992	7,4	3,5	3,8	3,8	8,6	110,62	33,32	146	0,083	232	291,34	182	0,889	—
Дон	»	IV—1968	2,8	742	7,65	2,9	2,6	2,6	6,38	94,19	19,48	92,2	—	158,5	186,7	139	—	—
Енисей	Красноярск	IV—1961	9	117	—	—	1	1	1,1	16,1	3	9,5	—	61	6,3	5,8	—	—
Енисей	»	I—1962	3	154	—	—	2,3	2,3	2,6	37,0	9,1	6,9	—	140	10,1	3,2	—	—
Зуша	Мценск	III—1965	262	460	—	6,7	6	6	7,5	104	27,97	39,1	0,3	366	81,5	58,5	—	0,8
Зырянка	Березники	IV—1963	—	384	7,1	—	4	4	5,36	70,74	22,25	21,85	21,85	244	108,7	58,5	—	—
Ик	Уруссу	I—1962	7	832	—	—	5,2	5,2	11	136	50,4	25,3	—	317	166	120	—	—
Ик	»	IV—1962	122	372	—	—	3	3	4,5	74	9,2	30	—	183	73,7	30	—	—
Иртыш	Омск	IV—1962	—	341	—	—	2,3	2,3	2,4	30,2	10,8	39	—	140	41,5	19	2,8	—
Иртыш	»	VIII—1962	172	344	—	—	2,7	2,7	2,8	28,1	17	36,1	—	165	31,7	34	3	—

Продолжение табл.

Река, водоем	Место отбора пробы воды	Дата отбора пробы	Взвешенные вещества, мг/л	Сухой остаток, мг/л	pH	Окисляемость, мг/л	Щелочность, мг-экв/л	Жесткость, мг-экв/л: карбонатная	Жесткость, мг-экв/л: общая	Содержание катионов и анионов в воде, мг/л: Ca^{2+}	Mg^{2+}	Na^{+}	Fe^{3+}	HCO_3^-	SO_4^{2-}	Cl^-	NO_3^-	NO_2^-
Ишим	Есиль	III—1969	—	1167,2	—	—	6,6	6,6	11,7	80,16	93,63	219,42	—	402,6	20,85	369,2	—	—
Кама	Березники	X—1962	155	1098	—	—	2,2	2,2	5,2	90	8,5	802	1,1	134,4	50	440	—	—
Кама	"	X—1962	5	345	—	—	1,4	1,4	3,6	63,6	5,1	43,7	—	85,4	14,8	125	—	—
Карачуновское водохранилище	Кривой Рог	IV—1967	—	694	—	—	2,6	2,6	6,3	68	35,3	91	0,075	158,5	252	87	0,27	—
Клязьма	Владимир	XII—1961	8	347	—	—	2,6	2,6	3,2	47	10,3	34,7	—	158,7	52,7	21,7	1,2	—
Клязьма	"	V—1961	—	221	—	—	1,3	1,3	1,7	26,3	4,1	23	—	79,4	34,2	16	0,2	—
Кура	Али-Байрамлы	XI—1961	—	568	—	—	3,1	3,1	5,3	54	32	106	—	189	156	100	20,4	—
Кура	"	IV—1962	300	884	—	—	3,8	3,8	7,4	60	53	170	—	232	197	214	26	—
Ломпадь	Людиново	IV—1967	—	232	6,6	—	3	3	4	64	9,7	9,2	—	183	28,8	28,4	—	—
Миасс	Челябинск	I—1961	44	471	—	—	1,4	1,4	4,7	56	22,8	43,7	—	85,5	214	19	—	—
Миасс	"	IV—1961	94	263	—	—	1,7	1,7	2,2	28	10,2	29,2	—	106,7	70	8	—	—
Москва	Москва	I—1960	—	178	—	—	2,2	2,2	2,8	40	9,8	—	—	131	19,2	9	—	—
Москва	"	VI—1960	—	144	—	—	1,5	1,5	2,2	28,2	9,6	—	—	93,5	18,7	10	—	—
Обь	Новосибирск	XI—1961	405	147	—	—	2,1	2,1	2,3	30,2	9,3	9,2	—	121	5,1	11,7	1,2	—
Обь	"	IV—1962	33	206	—	—	1,2	1,2	3,2	49,2	9,4	6,9	—	74	91,2	5,2	0,1	—
Ока	Горький	IV—1961	62	151	—	—	1	1	1,6	29,3	2,2	6,9	—	61	81,4	3	—	—
Ока	"	I—1962	2	438	—	—	4	4	6	91,8	16,8	17,8	—	244	81	22	—	—
Ока	Рязань	III—1964	144	480	—	—	5,15	5,15	8,08	92	19	33,5	—	314	62	24	3,5	—
Плисса	Жодино	III—1960	75	109	—	—	0,9	0,9	1,3	20	3,6	1,6	—	54,8	—	13	4,5	—
Плисса	"	XII—1961	13	204	—	—	3	3	3,3	46	12	0,6	—	183	—	9	—	—
Случь	Солигорск	II—1968	—	433	7,51	24	4,6	4,6	4,8	64	15,2	24,9	0,82	281	26,8	9,12	—	—
Случь	"	V—1968	—	390	8,13	8	3,2	3,2	3,4	49	11,5	34,9	0,35	207	20,4	46,2	—	—
Сенгилеевское водохранилище	Ставрополь	I—1968	82	364	7,5	1,6	2,1	2,1	3,75	48	16,2	36,8	0,1	128,1	122,4	24,2	—	—
Томь	Кемерово	III—1962	—	140	—	—	1,9	1,9	2,3	29,7	9,9	0,9	—	115,5	10	7	—	—
Томь	"	IV—1961	753	151	—	—	1	1	1,6	23,4	5,2	12,4	—	58,3	20,5	8,8	—	—
Томь	Новокузнецк	III—1961	4	136	—	—	2,3	2,3	2,4	32,9	8,3	1,2	—	140	8	0,3	—	—
Томь	Новокузнецк	VI—1961	100	56	—	—	0,6	0,6	0,7	10	1,7	0,8	—	36,6	3,8	0,8	—	—
Тура	Нижняя Тура	III—1961	8	118	—	—	1,4	1,4	1,8	24	6,9	5,2	—	87,2	19,8	5,4	—	—
Тура	"	IV—1961	6	81	—	—	0,7	0,7	1	13	8,8	2,8	—	39,7	15,4	0,9	7	—
Уводь	Иваново	I—1961	—	276	—	—	2,9	2,9	3,5	51	11,5	18,8	—	176,5	34,1	22	—	—
Уводь	"	IV—1960	—	114	—	—	0,9	0,9	1,2	18	8	12	—	51,9	25	8	—	—
Урал	Гурьев	IV—1962	84	770	—	—	3,8	3,8	6,2	108,2	9,7	110	—	234,2	107	170	—	—
Урал	"	X—1961	845	280	—	—	2	2	2,7	48	3,6	48,3	—	122	58,6	56	—	—
Шексна	Череповец	I—1961	15	288	—	—	2	2	3,9	54,1	14,6	9,2	—	122	97,6	2	—	—
Шексна	"	VI—1961	13	110	—	—	1	1	1,2	17,4	3,4	5,8	—	57,9	21,9	2	—	—
Южное водохранилище	Кривой Рог	III—1965	—	274	7,4	11,2	2,7	2,7	3,3	46,1	12,16	18,2	2	164,7	43,2	22	—	—
Крымское водохранилище	"	III—1972	141	610	7,2	27,4	3,5	3,5	5,5	50,0	36,5	113,0	0,6	214,0	186,0	116,5	—	—

Раздел второй

МЕТОДЫ И СХЕМЫ ОБРАБОТКИ ВОДЫ

2-1. КОАГУЛЯЦИЯ И ОСВЕТЛЕНИЕ ВОДЫ

Из поверхностных вод (реки, озера, пруды и т. п.) требуется, как правило, удаление грубой (размер частиц до 10^{-3} мм), тонкой ($10^{-3} \div 10^{-4}$ мм) взвеси, коллоидно-дисперсных веществ ($10^{-6} \div 10^{-4}$ мм) и цветности. Грубая и тонкая взвесь обычно состоит из песка, глины, животных и растительных остатков, продуктов коррозии конструкционных материалов. В коллоидном состоянии могут находиться органические вещества, окислы металлов (например железа, меди и др.), кремнекислые соединения. Удаление из воды тонкой взвеси и коллоидных веществ возможно осуществить только путем ввода специальных реагентов, этот процесс называют коагуляцией.

Методы и оборудование для осветления и коагуляции исходной воды выбирают в зависимости от характера и величины загрязнений в соответствии с табл. 2-1.

Если при осветлении и коагуляции поверхностных вод требуется одновременно снизить их щелочность и солесодержание, эти процессы совмещают с известкованием в осветлителях (см. § 2-2).

Физико-химический процесс коагуляции сложен, и нет стехиометрических отношений между дозируемым коагулянтом и количеством растворенных коллоидных веществ. Образующиеся хлопья коагулянта адсорбируют на своей поверхности коллоидные вещества, выделяясь при этом в виде осадка.

Для осуществления процесса коагуляции применяются следующие реагенты (коагулянты): сернокислый алюминий (глинозем) $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$, сернокислое железо (железный купорос) $FeSO_4 \times 7H_2O$, хлорное железо $FeCl_3 \cdot 6H_2O$.

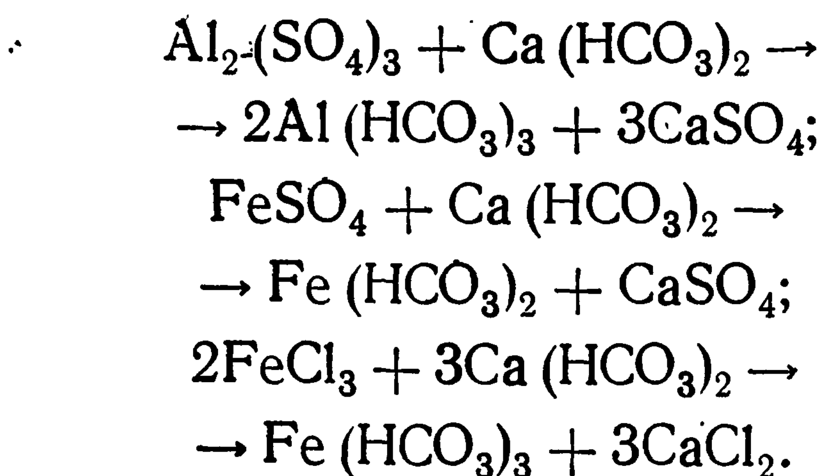
Таблица 2-1

Методы обработки поверхностных вод

Показатель исходной воды	Метод обработки	Основное оборудование
Взвешенные вещества до 50 мг/л	Фильтрование	Механические однослойные[1] (вертикальные и горизонтальные) фильтры с загрузкой антрацита крупностью 0,6—1,4 мм, высота слоя загрузки $H_{сл} \geqslant 1000$ мм
Взвешенные вещества до 100 мг/л	Фильтрование для удаления тонкой взвеси; фильтрование с коагуляцией	Механические фильтры с двухслойной загрузкой; антрацит и кварцевый песок; загрузка крупностью соответственно 0,7—1,7 и 0,5—1,2 мм. Высота загрузки каждого слоя 600—500 мм
Взвешенные вещества более 100 мг/л	Осветление с последующим фильтрованием	Осветлители для коагуляции (конструкцию — см. разд. 8) с последующим фильтрованием через однослойные механические фильтры[1]
Поверхностные воды, требующие коагуляции, снижения цветности воды, удаления коллоидного железа	Коагуляция с осветлением и последующим фильтрованием	Осветлители для коагуляции с последующим фильтрованием через однослойные механические фильтры[1]

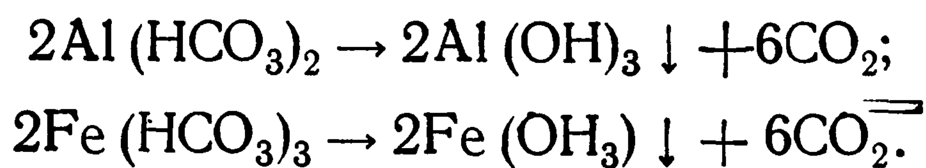
[1] Применение многокамерных фильтров для коагуляции будет возможным только тогда, когда они будут выпускаться с дополнительным люком для нанесения противокоррозионных покрытий.

При достаточном содержании в воде солей карбонатной жесткости реакция взаимодействия может быть изображена следующими уравнениями:



$$Al_2(SO_4)_3 + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow 2Al(HCO_3)_3 + 3CaSO_4;$$
$$FeSO_4 + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow Fe(HCO_3)_2 + CaSO_4;$$
$$2FeCl_3 + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow Fe(HCO_3)_3 + 3CaCl_2.$$

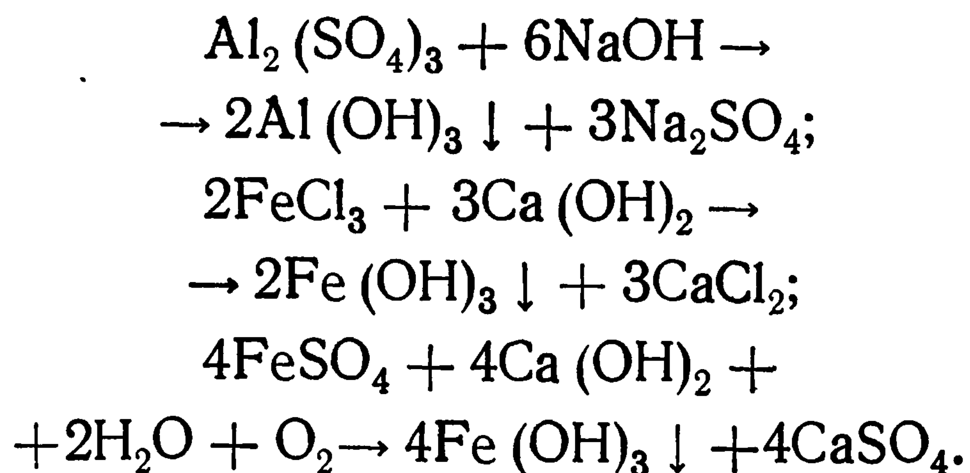
Образующиеся бикарбонаты алюминия и железа неустойчивы и разлагаются с образованием хлопьев гидроокисей:



$$2Al(HCO_3)_2 \rightarrow 2Al(OH)_3 \downarrow + 6CO_2;$$
$$2Fe(HCO_3)_3 \rightarrow 2Fe(OH_3) \downarrow + 6CO_2.$$

Для образования хлопьев из двухвалентного сернокислого железа требуется более продолжительное время и наличие растворенного в воде кислорода.

Когда карбонатная жесткость исходной воды не велика, особенно при понижении ее в период паводка, реакция образования хлопьев коагулянта не может протекать. В этом случае производят подщелачивание коагулируемой воды известью (в схемах с известкованием) или едким натром (при этом увеличивается солесодержание за счет образования Na_2SO_4):



$$Al_2(SO_4)_3 + 6NaOH \rightarrow$$
$$\rightarrow 2Al(OH)_3 \downarrow + 3Na_2SO_4;$$
$$2FeCl_3 + 3Ca(OH)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow 2Fe(OH)_3 \downarrow + 3CaCl_2;$$
$$4FeSO_4 + 4Ca(OH)_2 +$$
$$+ 2H_2O + O_2 \rightarrow 4Fe(OH)_3 \downarrow + 4CaSO_4.$$

Наибольшее распространение при коагуляции получил сернокислый алюминий, однако его применение ограничивается величиной pH обрабатываемой воды 6,5—7,5. В более щелочной среде вследствие амфотерных свойств алюминия образуется легко растворимый алюминат натрия. Поэтому при известковании в качестве коагулянта применяют сернокислое или хлорное железо, допускающее колебания величины pH в пределах 4—10.

При проведении в осветлителях только процесса коагуляции рекомендуется добавление флокулянтов (например, полиакриламида), способствующих укрупнению осадка и ускорению слипания осаждаемых коллоидных и взвешенных частиц.

Температуру обрабатываемой воды в схемах с коагуляцией принимают в пределах 20—25°C (из соображений устранения «потения» оборудования). При совмещении процесса коагуляции с известкованием рекомендуется осуществлять подогрев воды до 30—40°.

При коагуляции особенно важна стабильность подогрева обрабатываемой воды. Температура воды должна поддерживаться автоматически с точностью до ±1°C.

Дозы коагулянта и других вспомогательных реагентов должны устанавливаться экспериментально для каждого водоисточника в различные характерные периоды года [Л. 27].

Обычно дозы сернокислого алюминия при коагуляции находятся в пределах 0,5—1,2 мг-экв/л. Меньшая доза устанавливается для вод, не загрязненных стоками, с умеренным содержанием взвеси (до 100 мг/л) и с небольшой окисляемостью; большая — для вод в период паводка с окисляемостью примерно 15 мг/л O_2 и выше, с содержанием железа, а также для плохо коагулируемых вод (даже при низкой окисляемости). В этих случаях возможно увеличение дозы коагулянта до 1,5 мг-экв/л.

Дозировка флокулянтов, например полиакриламида (ПАА), увеличивает эффект осветления воды и производительность коагуляционной установки. Обычно доза ПАА составляет 0,1—1 мг/л обрабатываемой воды (из расчета на 100%-ный

продукт), причем меньшей дозе соответствует меньшая мутность воды. Полиакриламид дозируют в обрабатываемую воду в виде сильно разбавленных растворов концентраций 0,1%, обеспечивая при этом хорошее перемешивание раствора с обрабатываемой водой.

При необходимости глубокого удаления органических веществ и коллоидного железа (либо когда коагуляцией невозможно достигнуть желаемых результатов) перед коагуляцией производится хлорирование исходной воды [Л.27]. Доза хлора обычно принимается в пределах 5—20 мг/л; остаточное содержание свободного хлора после механических фильтров не должно превышать 10 мг/л.

Коагулянт предпочтительнее вводить в зону контактной среды, но одновременно необходимо обеспечить, чтобы флокулянт вводился спустя 1—3 мин после ввода коагулянта, чтобы к этому времени были завершены процессы образования микрохлопьев и сорбция осаждаемых веществ.

2-2. МЕТОДЫ ОСАЖДЕНИЯ

а) ИЗВЕСТКОВАНИЕ

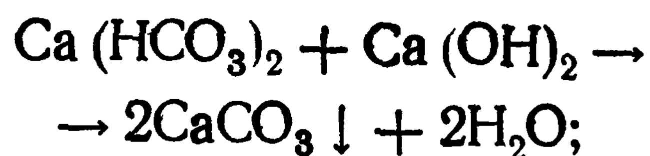
Как и все методы осаждения, известкование основано на связывании ионов, подлежащих удалению, в малорастворимые соединения, осаждаемые в виде шлама, который затем удаляется из обрабатываемой воды путем фильтрования. Основным назначением известкования является удаление из воды связанной и свободной углекислоты, снижение щелочности и сухого остатка исходной воды с одновременным ее умягчением. Кроме того, известкованием, совмещенным с коагуляцией, достигается обезжелезивание поверхностной воды, удаление органических веществ, цветности воды и частичное ее обескремнивание.

Реакции процесса известкования в молекулярной форме:

удаление свободной углекислоты

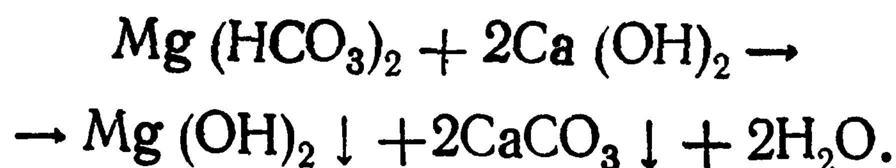
$$CO_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaCO_3\downarrow + H_2O;$$

удаление кальциевой карбонатной жесткости



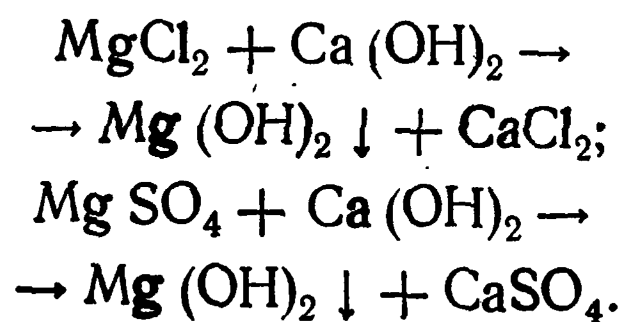
$$Ca(HCO_3)_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow 2CaCO_3\downarrow + 2H_2O;$$

удаление магниевой карбонатной жесткости



$$Mg(HCO_3)_2 + 2Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2\downarrow + 2CaCO_3\downarrow + 2H_2O.$$

Удаление магниевой некарбонатной жесткости путем известкования при последующем катионировании производить нецелесообразно, так как образуется эквивалентное количество кальциевой жесткости:



$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2\downarrow + CaCl_2;$$

$$MgSO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2\downarrow + CaSO_4.$$

При известково-содовом методе обработки воды (см. § 2-1, б) удаление магния по приведенной реакции обязательно.

Дозировка извести осуществляется в зависимости от состава исходной воды.

Если имеет место условие:

$$[Ca]_{и.в} + K \geqslant [HCO_3]_{и.в} - [HCO_3]_{ост},$$

то выделения из воды магния в этом случае не требуется, а доза извести определяется из уравнения:

$$D_и = [CO_2]_{и.в} + [HCO_3]_{и.в} - [HCO_3]_{ост} + K, \quad (2\text{-}1)$$

а при известковании без дозировки коагулянта при условии

$$[Ca]_{и.в} \geqslant [HCO_3]_{и.в} - [HCO_3]_{ост}$$

доза извести определяется из уравнения:

$$D_и = [CO_2]_{и.в} + [HCO_3]_{и.в} - [HCO_3]_{ост}, \quad (2\text{-}1а)$$

где $[Ca]_{и.в}$ — содержание кальция в исходной воде, мг-экв/л;

$[HCO_3]_{ост}$ — остаточная карбонатная щелочность известкованной воды (содержание бикарбонат-иона), определяемая при $Ж_{и.в} \geqslant Щ_{и.в}$ — по табл. 2-1а, при $Ж_{и.в} < Щ_{и.в}$ — по уравнению (2-3); $D_и$ — доза извести, мг-экв/л; $[CO_2]_{и.в}$ — содержание свободной углекислоты в исходной воде, определяемой по графику рис. 5-9, мг-экв/л.

Если имеет место условие:

$$[Ca]_{и.в} + K < [HCO_3]_{и.в} - [HCO_3]_{ост},$$

то в воде содержится бикарбонат магния, для полного осаждения которого в виде $Mg(OH)_2$ необходимо взять избыток извести; доза извести при этом определяется из уравнения:

$$D_и = [CO_2]_{и.в} + 2[HCO_3]_{и.в} - 2[HCO_3]_{ост} - [Ca]_{и.в} + И_и, \quad (2\text{-}2)$$

где $И_и$ — избыток извести (принимают 0,05—0,3 мг-экв/л).

Как видно из уравнения (2-2), известь на осаждение коагулянта в этом случае не расходуется, достаточно щелочности исходной воды.

Различный характер примесей не дает возможности определить остаточную щелочность известкованной воды расчетным путем, но на основании опыта работы промышленных установок ее можно приближенно принять по табл. 2-1а:

Таблица 2-1а

Остаточная карбонатная щелочность известкованной воды

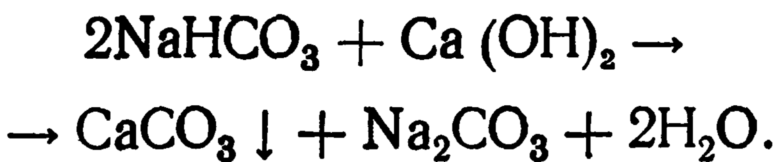
Остаточное содержание кальция [1], мг-экв/л	Более 3	1—3	0,5—1,0
Остаточная карбонатная щелочность, мг-экв/л	0,5—0,6	0,6—0,7	0,7—0,75

[1] С учетом кальция, вводимого для осаждения коагулянта.

Если исходная вода относится к категории так называемых щелочных вод, в которых щелочность больше общей жесткости исходной воды ($Щ_{и.в} > Ж_{и.в}$), следовательно, в ней содержатся Na или K в виде $NaHCO_3$ или $KHCO_3$. Известкование таких вод в редких случаях целесообразно, так как остаточная щелочность получается очень большой. Остаточная щелочность при этом определяется из уравнения

$$Щ_{ост} = Щ_{и.в} - Ж_{и.в} - K. \quad (2\text{-}3)$$

Снижение натриевой (калиевой) щелочности за счет дозировки извести в этом случае не происходит, так как протекает реакция:



$$2NaHCO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaCO_3 \downarrow + Na_2CO_3 + 2H_2O.$$

Как видно из этой реакции, в осадок уходит только половина бикарбонатных ионов и образуется эквивалентное количество двухвалентного карбонатного иона, даже повышающего pH обрабатываемой воды.

Для снижения щелочности при известковании такой воды можно дозировать в обрабатываемую воду $CaCl_2$, однако при этом происходит увеличение сухого остатка.

Доза хлористого кальция в обрабатываемую воду определяется из уравнения:

$$D_{CaCl_2} = [HCO_3]_{и.в} - [HCO_3]_{ост} - Ж_{и.в} - K,$$

где D_{CaCl_2} — доза хлористого кальция, мг-экв/л.

Доза извести в этом случае определяется из уравнения (2-2) с учетом дозы кальция, вводимого в обрабатываемую воду.

Приведенные дозы извести могут быть использованы для расчетов складов реагентов, а также для ориентировочных подсчетов состава сточных вод. В практике эксплуатации необходимые дозы извести уточняются в зависимости от местных условий и требований, предъявляемых к известкованной воде.

Минимальное значение щелочности известкованной воды достигается при дозировке извести в стехиометрических количествах, однако

практически, чтобы получить стабильную воду, работают, как правило, с избытком извести.

При так называемом бикарбонатном режиме известкования поддерживают общую щелочность около 0,7 мг-экв/л, если используют воду в дальнейшем для подпитки теплосети без подкисления [Л. 26] при $pH < 9,5$.

Проведение гидратного режима требует для тепловых сетей подкисления, но имеет следующие преимущества:

легче поддерживается требуемая щелочность 0,7 мг-экв/л;

лучше условия для удаления соединений железа и цветности воды.

Известкованию подвергают поверхностные воды, требующие одновременно с деркабонизацией осветления и коагуляции.

Введение коагулянта при известковании производится для углубления эффекта очистки воды, так как одного известкования для удаления тонкодисперсных механических примесей, веществ, находящихся в коллоидном состоянии (органических соединений, железа, кремниевой кислоты) и обусловливающих цветность воды, недостаточно.

В качестве коагулянта при известковании применяется, как правило, железный купорос ($FeSO_4 \times \times 7H_2O$), так как хлорное железо ($FeCl_3 \cdot 6H_2O$) значительно коррозионно активнее, а применение сернокислого алюминия невозможно из-за амфотерных свойств последнего в щелочной среде при $pH = 9 \div 10,3$, при котором идет процесс известкования.

В воде многих поверхностных источников в период паводка резко меняется состав воды, чтобы сохранить при этом эффект ее очистки, обычно увеличивают дозу коагулянта и снижают количество дозируемой извести. В результате состав и свойства образующегося осадка значительно изменяются. Для сохранения технологических свойств контактной среды в обрабатываемую воду добавляется флокулянт — полиакриламид (ПАА).

Полиакриламид, как правило, дозируется в период паводка, но для вод с малой щелочностью, требующих больших доз коагулянта и содержащих большое количество взвесей, рекомендуется постоянная его дозировка.

Дозу коагулянта при известковании обычно принимают в пределах 0,25—0,75 мг-экв/л. Для вод, трудно обезжелезиваемых или с высокой цветностью, возможно увеличение дозы до 1,0 и даже до 2,0 мг-экв/л.

Дозу ПАА (считая на сухой продукт) при известковании принимают равной 0,5—1 мг/л. Полиакриламид следует вводить после извести и коагулянта на том уровне аппарата, где завершено перемешивание и образованы хлопья. Разрыв между вводом извести и флокулянта должен быть не менее 2—3 мин.

Процесс известкования осуществляют в осветлителях, разработанных СКБ ВТИ (см. § 5-1). Подогрев воды перед осветлителями должен производиться до температуры 30—40°С; колебание температуры допускается не более ±1°С/ч. Во избежание нарушения взвешенного шламового фильтра в осветлителях осуществляется автоматизация подогрева воды.

б) ИЗВЕСТКОВО-СОДОВЫЙ МЕТОД

При применении известково-содового метода соли жесткости осаждаются совместно известью и содой. При этом протекают те же реакции, что и при известковании, но магний удаляется полностью (магниевая жесткость переводится в кальциевую), а кальциевые соли некарбонатной жесткости удаляются содой:

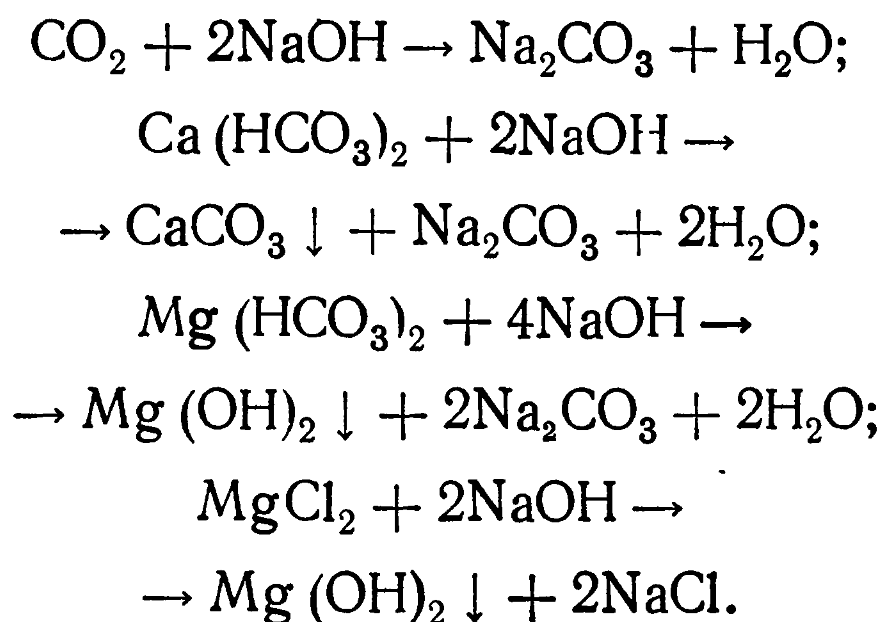
$$CaCl_2 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 \downarrow + 2NaCl;$$

$$CaSO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 \downarrow + Na_2SO_4.$$

Метод применяют для вод, в которых общая жесткость больше щелочности исходной воды.

в) ЕДКОНАТРОВЫЙ МЕТОД

Процесс обработки воды едким натром идет по следующим реакциям:



$$CO_2 + 2NaOH \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O;$$

$$Ca(HCO_3)_2 + 2NaOH \rightarrow$$
$$\rightarrow CaCO_3 \downarrow + Na_2CO_3 + 2H_2O;$$

$$Mg(HCO_3)_2 + 4NaOH \rightarrow$$
$$\rightarrow Mg(OH)_2 \downarrow + 2Na_2CO_3 + 2H_2O;$$

$$MgCl_2 + 2NaOH \rightarrow$$
$$\rightarrow Mg(OH)_2 \downarrow + 2NaCl.$$

Удаление кальциевых солей некарбонатной жесткости осуществляется содой, образующейся в процессе предыдущих реакций.

Так как сода при едконатровом методе очистки образуется в количестве, эквивалентном карбонатной жесткости обрабатываемой воды, применение метода ограничивается условием

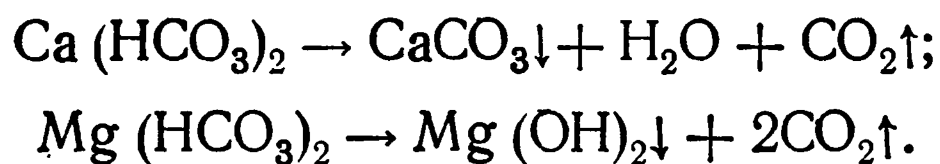
$$2Щ_{и.в} + [CO_2]_{и.в} = Ж_{Ca} + Щ_{из} + K, \quad (2\text{-}4)$$

где $Щ_{из}$ — избыточная щелочность обработанной воды, принимают 1—1,5 мг-экв/л.

Кроме того, следует учитывать более высокую стоимость едкого натра по сравнению с известью.

г) ТЕРМИЧЕСКИЙ МЕТОД

Термический метод эффективен при нагревании исходной воды до температуры кипения и энергичном ее перемешивании. При этом соли карбонатной жесткости разлагаются по реакциям:



$$Ca(HCO_3)_2 \rightarrow CaCO_3 \downarrow + H_2O + CO_2 \uparrow;$$

$$Mg(HCO_3)_2 \rightarrow Mg(OH)_2 \downarrow + 2CO_2 \uparrow.$$

Термический метод обработки применяется в случаях, когда не требуется глубокого умягчения воды и когда в исходной воде содержится в основном бикарбонат кальция, так как образование и выпадение в осадок $Mg(OH)_2$ происходит очень медленно. Содержание органических веществ в исходной воде тормозит процесс кристаллизации и выпадения шлама, что также значительно снижает эффект термического метода. Указанные ограничения делают метод практически мало приемлемым.

Совмещение термического метода обработки с дозировкой в обрабатываемую воду реагентов: едкого натра, соды, натрий-катионированной воды называют термохимическим методом. Термический и термохимический методы осуществляются обычно в аппаратах В. А. Голубцова и Г. А. Буркова, В. И. Обрезкова и в термоумягчителях типа ВНИИСП. Однако в связи с быстрым зарастанием накипными отложениями подводящих пар сопл и поверхностей, на которых происходит нагрев обрабатываемой воды, этот метод в настоящее время почти не применяется.

д) ВНУТРИКОТЛОВАЯ ОБРАБОТКА ВОДЫ

Внутрикотловая обработка воды осуществляется путем ввода в котел щелочных реагентов, которые в сочетании с подогревом воды в котле вызывают осаждение солей жесткости в виде нерастворимых соединений $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$.

В зависимости от состава исходной воды и требований к качеству котловой воды решается вопрос использования реагентов при внутрикотловой обработке: едкого натра, кальцинированной соды, тринатрийфосфата (последний используется в основном для доумягчения воды). Если $Щ_{и.в} > Ж_к$, а $Ж_к = Ж_о = Ж_{Ca}$, то для умягчения такой воды достаточно ее подогрева в котле (термоумягчение). Если для обрабатываемой воды справедливо равенство $2Щ_{и.в} = Ж_{Ca}$, то в котел следует дозировать только едкий натр. Если для обрабатываемой воды справедливо соотношение $2Щ_{и.в} < Ж_{Ca}$, то следует дозировать едкий натр и соду.

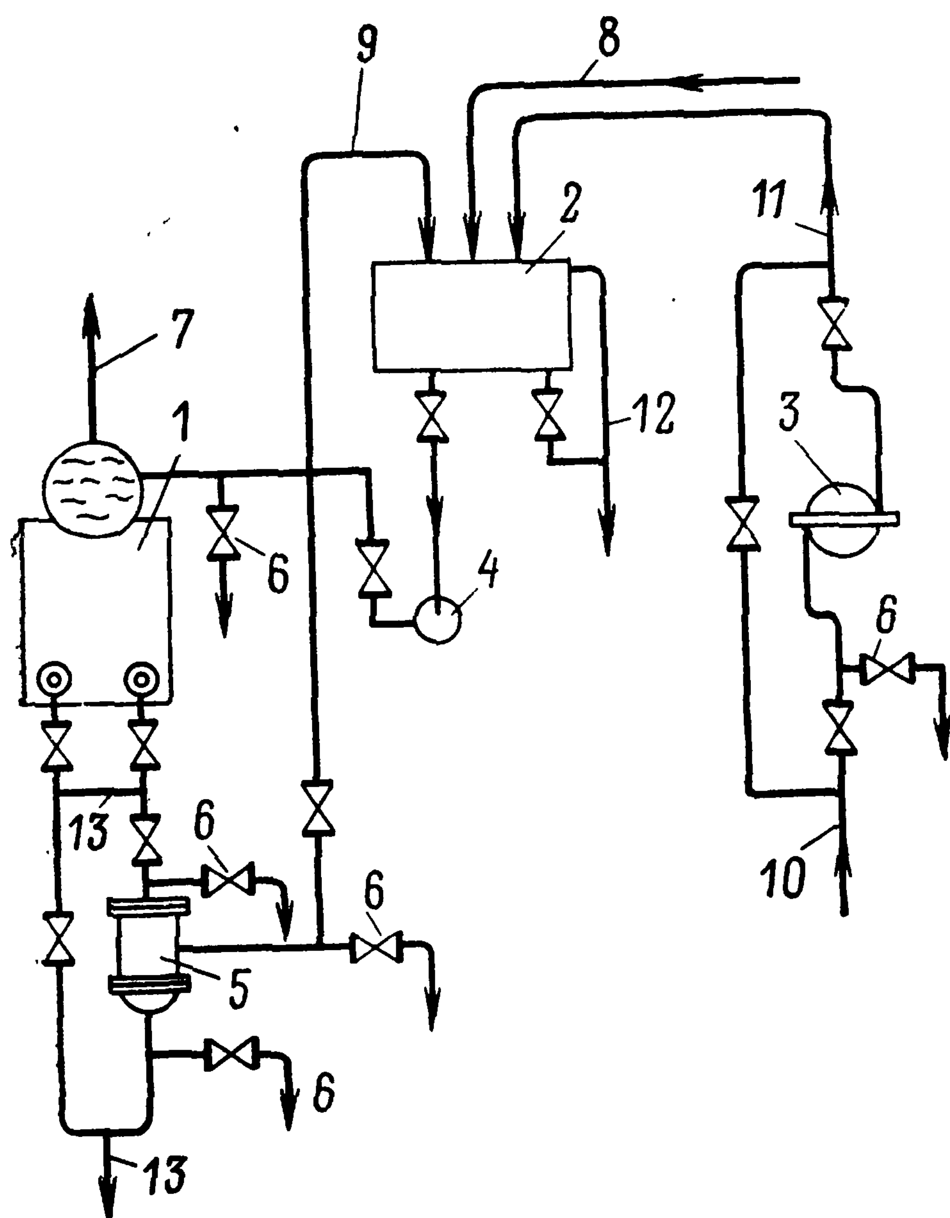


Рис. 2-1. Схема магнитной обработки для паровых чугунных секционных котлов.

1 — паровой котел; *2* — питательный бак; *3* — противонакипное устройство ПМУ-2; *4* — питательный насос; *5* — шламоотделитель Ш-2; *6* — пробоотборные краны; *7* — пар; *8* — конденсат; *9* — осветленная вода; *10* — исходная вода; *11* — омагниченная вода; *12* — перелив и сброс в дренаж; *13* — шламовые воды.

Осуществление внутрикотловой обработки обязательно должно сопровождаться периодическим или непрерывным удалением из котла шлама (продувкой). Поддержание в котловой воде солесодержания, щелочности и допустимого количества шлама должно отвечать нормам качества котловой воды при внутрикотловой обработке (см. разд. 3).

е) МАГНИТНЫЙ МЕТОД ОБРАБОТКИ ВОДЫ ДЛЯ ПАРОВЫХ КОТЛОВ (t>100°С)

Магнитный метод обработки для паровых котлов основан на известном физическом явлении, заключающемся в том, что вода после воздействия на нее магнитного поля определенной напряженности и полярности при нагреве ее в котле выше 100°С не дает накипных отложений на поверхности нагрева, а соли жесткости выпадают в виде шлама в толще котловой воды. Шлам должен непрерывно удаляться из нижних точек котла (грязевиков, нижних коллекторов) во избежание образования так называемой «вторичной» накипи.

Магнитный метод является разновидностью внутрикотловой обработки, при его применении также должна осуществляться продувка котлов в соответствии с нормами содержания шлама в котловой воде (см. разд. 3). Метод может быть рекомендован в основном для воды с карбонатной жесткостью примерно до 10 мг-экв/л. Этот метод широко используется для паровых чугунных секционных котлов. Завод им. Войкова (Москва) выпускает котлы с противонакипным магнитным устройством ПМУ-2 и шламоотделителем Ш-2 (рис. 2-1).

2-3. МАГНИТНЫЙ МЕТОД ОБРАБОТКИ ПРИ ПОДОГРЕВЕ ВОДЫ НИЖЕ 95°С

Первые опыты (ВТИ) применения схемы для подпитки тепловых сетей на ТЭЦ: магнитная обработка, термическая деаэрация (t = =104°С), фильтрование через механические фильтры — оказались неудачными, так как образующийся при этом шлам был настолько мелкодисперсным, что не задерживался механическими фильтрами. Однако дальнейшие работы ВТИ (канд. техн. наук Н. П. Лапотышкина) показали, что при подогреве омагниченной воды до 95°С, несмотря на разложение карбонатной жесткости под воздействием температуры с образованием карбоната кальция, вода остается прозрачной — карбонатного шлама нет и нет отложений на поверхностях нагрева. Это объясняется тем, что образующиеся частицы в этом случае настолько мелкодисперсны, что визуально их обнаружить невозможно. Кристаллооптическим методом установлено, что более 70% частиц в этом случае имеет размер

менее 0,5 мкм. Однако следует отметить, что эти свойства омагниченная вода сохраняет меньше суток, затем ведет себя так, как если бы ее не омагничивали. Это явление потери магнитных свойств называется релаксацией. Поэтому при применении магнитной обработки в тепловых сетях кроме омагничивания подпиточной воды необходимо подмагничивать воду, циркулирующую в системе, т. е. создавать так называемый антирелаксационный контур, при помощи которого в течение суток подмагничивается вся вода, циркулирующая в системе.

На основании трехлетней промышленной эксплуатации магнитной обработки воды в водогрейных котельных с чугунными секционными котлами при закрытой системе теплоснабжения (рис. 2-2) межведомственной комиссией рекомендовано заводу им. Войкова наладить серийное производство устройства ПМУ-2 для использования его в упомянутых выше котельных при соблюдении следующих условий:

1) подогрев воды должен осуществляться до температуры не выше 95°С;

2) должно быть предусмотрено не только омагничивание подпиточной воды, но и восстановление магнитных свойств воды, циркулирующей в системе (антирелаксационный контур);

3) карбонатная жесткость исходной воды должна быть не выше 9 мг-экв/л;

4) возможно применение магнитной обработки воды без деаэрации на артезианской воде при содержании растворенного в ней кислорода не более 3 мг/л и сумме хлоридов сульфатов не более 50 мг/л;

5) при отсутствии или малом содержании кислорода и свободной углекислоты хлор и сульфат-ионы не опасны в коррозионном отношении; при повышенном содержании кислорода ($O_2 > 3$ мг/л) или при сумме хлоридов и сульфатов более 50 мг/л интенсифицируется процесс,

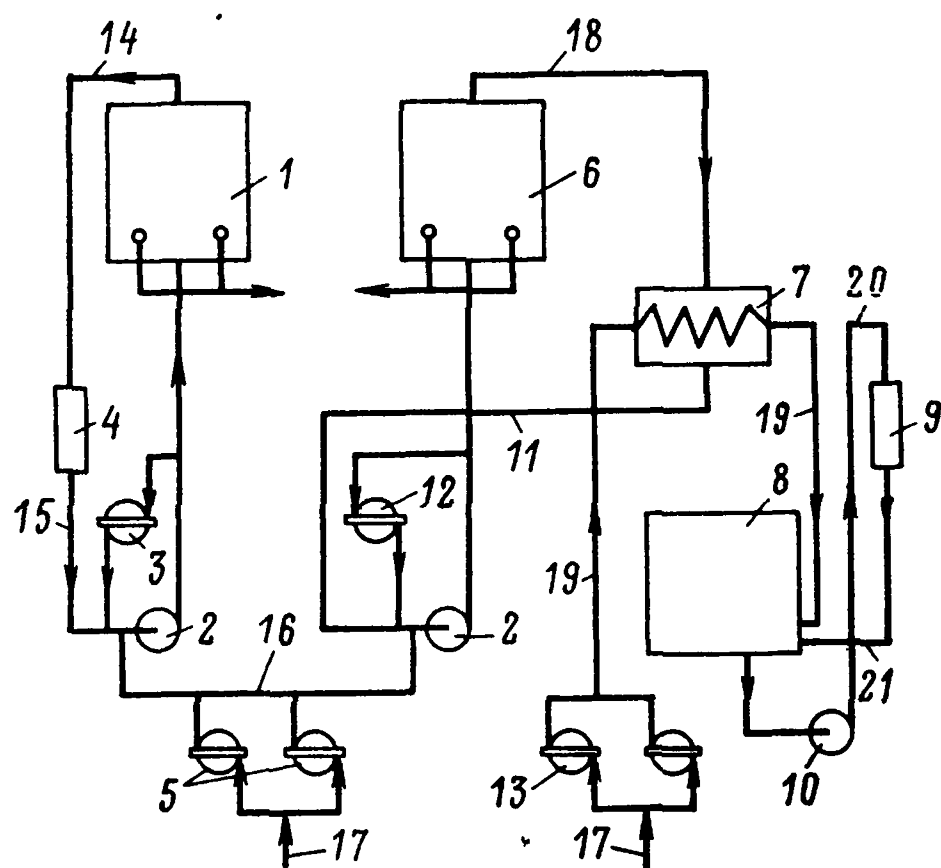


Рис. 2-2. Схема магнитной обработки воды в котельной с водогрейными чугунными секционными котлами (для артезианской воды с $Ж_к \leqslant 9$ мг-экв/л; содержанием кислорода не более 3 мг/л и подогревом воды до $t < 95°$ С).

1 — котел чугунный секционный для отопления и вентиляции; *2* — насос сетевой; *3* — ПМУ-2 для антирелаксационного контура к поз. *1*; *4* — система отопления и вентиляции; *5* — ПМУ-2 для подпитки тепловой сети; *6* — котел чугунный секционный для горячего водоснабжения; *7* — водоподогреватель; *8* — аккумуляторный бак; *9* — система горячего водоснабжения; *10* — насос горячего водоснабжения; *11* — охлажденная вода после водоподогревателя; *12* — ПМУ-2 для антирелаксационного контура к поз. *6*; *13* — ПМУ-2 для подпитки системы горячего водоснабжения; *14* — прямой трубопровод к системе отопления и вентиляции; *15* — обратный трубопровод от системы отопления и вентиляции; *16* — подпитка чугунных секционных котлов; *17* — исходная вода; *18* — греющая вода системы горячего водоснабжения; *19* — вода на горячее водоснабжение; *20* — прямая труба горячего водоснабжения; *21* — обратная труба горячего водоснабжения.

препятствующий пассивированию металла; при этом должно снижаться содержание кислорода — необходима деаэрация; деаэрация подпиточной воды при магнитной обработке допускается только вакуумная, чтобы подогрев воды не превышал 70°С;

6) содержание железа Fe^{2+} в артезианской воде допускается не более 0,3 мг/л.

Применение магнитной обработки воды возможно с соблюдением всех перечисленных условий и при осуществлении бытового горячего водоснабжения ($t < 70°$С), но омагничиваться должна вся подпиточная вода, напряженность магнитного поля при этом не должна превышать 2000 Э и качество подпиточ-

ной воды должно отвечать ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая». Применение метода согласовано с Госсанинспекцией Минздрава СССР. Такие установки уже более 10 лет работают в разных городах (Саратов, Астрахань, Новосибирск, Рязань и др.).

Для горячего водоснабжения при расходе воды 5—15 м³ для магнитной обработки воды могут быть использованы аппараты с постоянными магнитами ПМУ-2, выпускаемые заводом им. Войкова или др. При большем расходе воды для горячего водоснабжения могут использоваться электромагнитные аппараты производительностью 15, 25 и 50 м³/ч, серийно изготовляемые чебоксарским заводом «Энергозапчасть» по чертежам СКБ ВТИ. Для получения необходимой производительности как ПМУ-2, так и электромагнитные аппараты могут включаться параллельно по несколько штук в водопроводную сеть. Магнитную обработку воды можно использовать для предотвращения накипных отложений в циркуляционных системах охлаждения.

В водоподготовительных установках в схемах с известкованием при подогреве исходной воды до 30°С для защиты пароводяных подогревателей от накипных отложений может быть также использована магнитная обработка воды, одновременно улучшающая процесс известкования.

2-4. ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЕ ПОДЗЕМНЫХ ВОД

Содержащиеся в артезианской воде ионы двухвалентного железа наиболее просто удаляются путем аэрации и фильтрования через фильтрующий материал, обработанный катализатором, ускоряющим процесс окисления двухвалентного железа в трехвалентное.

При наличии в воде коллоидного двухвалентного железа (что встречается сравнительно редко) требуется проведение пробного обезжелезивания. При невозможности провести его на первой стадии проектирования выбирают один из приведенных ниже методов на основании проведенного пробного обезжелезивания в лаборатории или опыта работы аналогичных установок.

Для обезжелезивания подземных вод используются следующие методы.

а) Удаление железа аэрацией с последующим фильтрованием через сульфоуголь (с катализатором), которое возможно при соблюдении следующих условий: щелочность исходной воды должна быть более 2 мг-экв/л; перманганатная окисляемость воды мг на 1 л O_2 — менее 0,15 $[Fe^{2+}]+3$, где $[Fe^{2+}]$ — содержание двухвалентного железа в исходной воде, мг/л; содержание аммонийных солей — менее 1 мг/л (в пересчете на NH_4); содержание сульфидов — менее 0,2 мг/л (в пересчете на H_2S); pH воды после аэрации и гидролиза железа — более 7. Этот метод наиболее прост как при эксплуатации, так и в аппаратурном оформлении и нашел широкое применение в котельных установках.

б) Метод аэрации с последовательным фильтрованием воды через контактные фильтры с дробленым пиролюзитом или омарганцованным песком и затем через механический фильтр (при соблюдении перечисленных в п. «а» условий). Высоту пиролюзита или омарганцованного песка следует принимать не менее 900 мм и скорость фильтрования 15 м/ч. При проектировании установок должна предусматриваться возможность периодического введения в обрабатываемую воду 2—3 мг/л марганцовокислого калия $KMnO_4$. Этот метод сложнее, чем по п. «а», и применяется на водопроводных станциях.

в) Удаление железа путем аэрации и последующего хлорирования или известкования (в случаях, ко-

гда не выдерживается одно из условий, перечисленных в п. «а»).

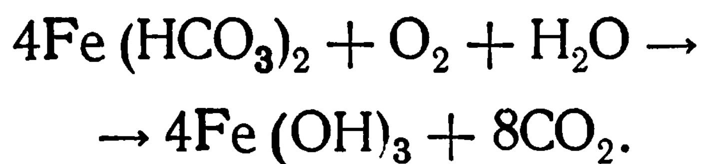
г) Удаление ионного железа катионированием. Этот метод применим в случаях, когда требуется умягчение воды и в обрабатываемой воде отсутствует кислород.

Величина pH воды после аэрации и гидролиза железа определяется по номограмме рис. 5-9 с учетом приведенных ниже данных увеличения содержания свободной углекислоты и снижения щелочности после обезжелезивания.

Обезжелезивание в напорных фильтрах. Содержащийся в артезианской воде бикарбонат железа — соединение вполне устойчивое при отсутствии окислителей и при pH $>$ 7,5. При соприкосновении артезианской воды, содержащей двухвалентное железо, с кислородом воздуха происходит его окисление до трехвалентного с выпадением осадка гидроокиси.

Наличие в воде солей меди, марганца или фосфатов, а также контакт воды после введения кислорода с ранее выпавшим осадком железа каталитически ускоряет процесс окисления Fe^{2+} в Fe^{3+}.

Процесс окисления двухвалентного железа в трехвалентное и гидролиз последнего может быть выражен уравнением:



$$4Fe(HCO_3)_2 + O_2 + H_2O \rightarrow$$
$$\rightarrow 4Fe(OH)_3 + 8CO_2.$$

При окислении на 1 мг Fe^{2+} расходуется 0,143 мг O_2, увеличивается содержание свободной углекислоты на 1,6 мг/л, а щелочность при этом снижается на 0,036 мг-экв/л.

В зависимости от условий (значения pH, наличия в воде окислителей или восстановителей, их концентрации и т. п.) окисление может предшествовать гидролизу, идти параллельно с ним или окислению может подвергаться продукт гидролиза двухвалентного железа $Fe(OH)_2$ (образуется при высокой карбонатной жесткости, pH $>$ 10 и содержании $Fe^{2+} > 10$ мг/л).

Процесс обезжелезивания в напорном фильтре, предложенный Каунасским политехническим институтом и усовершенствованный канд. техн. наук Н. П. Лапотышкиной (ВТИ), заключается в следующем. Через фильтр, загруженный сульфоуглем, пропускается аэрированная вода со скоростью 25 м/ч в течение 170—180 ч. За это время на поверхности зерен сульфоугля (размером 0,8—1,2 мм) образуется пленка из соединений железа, которая в дальнейшем служит катализатором в процессе окисления Fe^{2+} в Fe^{3+} и способствует высокому стабильному эффекту обезжелезивания.

Высота слоя сульфоугля должна быть 1,3 м, что обеспечивается при использовании для обезжелезивания натрий-катионитных фильтров II ступени. При обезжелезивании фильтрование предварительно аэрированной воды производится со скоростью 15 м/ч (по данным Каунасского политехнического института — 25 м/ч). Когда потери напора в слое загрузки возрастают до 9,81 Н/м^2 (10 м вод. ст.), фильтр отключают на промывку.

Взрыхляющая промывка фильтра производится из бака промывочной воды (после обезжелезивания) с интенсивностью 4 л/(с·м^2) в течение 20—25 мин. Аэрация обезжелезиваемой воды производится путем присадки сжатого воздуха или установки эжектора с минимальным сопротивлением на трубопроводе обрабатываемой воды.

На линии подсоса воздуха к эжектору (или на линии сжатого воздуха) необходимо устанавливать игольчатый вентиль для регулировки подсоса кислорода, расход которого в процессе обезжелезивания незначителен, а большое количество воздуха ухудшает работу фильта.

В высшей точке фильтра обезжелезивания устанавливается вантуз для автоматического удаления скопившегося в фильтре воздуха.

2-5. ОБРАБОТКА ВОДЫ ПУТЕМ ИОННОГО ОБМЕНА

Ионитные методы обработки воды основаны на способности некоторых практически нерастворимых в воде материалов вступать в ионный обмен с растворенными в воде солями, сорбируя из обрабатываемой воды одни ионы и отдавая в раствор эквивалентное количество других ионов, которыми ионит периодически насыщается при регенерации. В качестве таких нерастворимых фильтрующих материалов используются катиониты и аниониты.

Катиониты при регенерации их растворами NaCl, H_2SO_4 или NH_4Cl способны обменивать содержащиеся в них катионы (соответственно Na^+, H^+ или NH_4^+) на катионы обрабатываемой воды; этот процесс называется катионированием.

Аниониты при регенерации их щелочью NaOH, содой Na_2CO_3 или поваренной солью NaCl способны как бы заряжаться соответственно анионами OH^-, CO_3^{2-} или Cl^- и затем обменивать их на анионы, содержащиеся в обрабатываемой воде; этот процесс называется анионированием.

В практике водоподготовки для энергетических целей широкое распространение имеют сильнокислотные катиониты с активной группой SO_3H: сульфоуголь (наиболее дешевый), катионит КУ-2 (термостойкий), катионит КУ-1 и др.

Сильнокислотные катиониты в пределах значений pH 1,5—10 мало изменяют свою обменную способность. Слабокислотные катиониты типа КБ-4 (с активной группой $COOH^-$) способны к обмену катионов при $pH > 7$, при более низких значениях pH резко снижается обменная емкость поглощения за счет подавления диссоциации карбоксильных активных групп.

Аниониты разделяются на слабоосновные и сильноосновные. Слабоосновные аниониты АН-31, АН-1,

Таблица 2-2

Техническая характеристика ионообменных материалов

Марка ионита	Размер зерен, мм	Насыпная масса, т/м³		Полная обменная способность, г-экв/м³	Технические условия, ГОСТ
		товарного продукта	в набухшем состоянии		
Катиониты					
Сульфоуголь 1-го сорта:					
крупный СК-1 . . .	0,5—1,2	0,67—0,7	—	500	ГОСТ 5696-51 *
мелкий СМ-1 . . .	0,25—0,7	0,69—0,79	—	570	ГОСТ 5696-51 *
Катионит КУ-1 . . .	0,3—2,0	0,6—0,73	0,33	650	ХТУ № 107-58
Катионит КУ-2-8 . .	0,315—1,25	0,7—0,88	0,34	1700	ГОСТ 5.1428-72
Катионит КУ-2-8чС	0,4—1,5	0,75—0,9	0,33	1700	МРТУ6-05-952-65
Катионит КБ-4-П2	0,25—1,0	0,68—0,82	См. табл. 15-14	2800	МРТУ6-05-902-63
Аниониты					
Анионит АН-18-6 . .	0,355—1,2	0,6—0,7	0,4	1000	МРТУ6-05-962-65
Анионит АН-31 . . .	0,4—2,0	0,72—0,75	0,31	1500	ГОСТ 13504-68
Анионит АВ-17-8 . .	0,355—1,25	0,74	0,33	800	ГОСТ 13504-68
Анионит АВ-17-8чС	0,4—1,25	0,74	0,33	800	ГОСТ 13504-68
Анионит АВ-23 . . .	0,25—1,0	0,7	0,36—0,32	650	ТУП-494-66

Примечания: 1. Катионит КУ-2 применяется при температуре 120—130 °С, имеет Государственный знак качества, стоек к кислотам, щелочам, органическим продуктам.

2. Анионит АВ-17-8 может работать в кислой и нейтральной среде при $t < 50°$, имеет Государственный знак качества, используется для удаления кремния при обессоливании и в схемах Na-Cl-ионирования.

3. Анионит АВ-23 применяется для реакций анионного обмена в кислой и нейтральной средах, допускает температуру среды до 130 °С.

АН-18 способны обменивать ионы своих активных групп на анионы сильных кислот только в растворах кислот и не способны к обмену ОН-ионов анионита на анионы слабых кислот (кремниевой, угольной и др.) и ионы солей. Сильноосновные аниониты способны обменивать ОН-ионы на анионы слабых кислот при отсутствии (либо при предварительном поглощении ими из обрабатываемой воды) ионов сильных кислот и их солей.

Анионирование на сильноосновных анионитах может осуществляться при различных значениях рН, т. е. в кислой, нейтральной и щелочной среде.

Анионирование в кислой среде применяется в схемах обессоливания, в нейтральной — с целью удаления ионов HCO_3^- из натрий-катионированной воды путем хлор-анионирования и в щелочной среде с целью удаления ионов OH^- и CO_3^{2-} (понижение щелочности) после известкования и магнезиального обескремнивания воды путем также хлор-анионирования.

Техническая характеристика изготавливаемых отечественной промышленностью ионообменных материалов приведена в табл. 2-2.

Применение только одного какого-либо ионитного метода обработки воды в котельных низкого и среднего давления осуществляется редко, чаще применяется сочетание нескольких методов.

Так, подготовка воды для тепловых сетей может осуществляться путем одноступенчатого натрий- или водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров, для питания паровых котлов применяется сочетание нижеперечисленных методов.

1. Двухступенчатое натрий-катионирование.

2. Водород-катионирование с «голодной» регенерацией с последующим двухступенчатым натрий-катионированием.

3. Параллельное водород-натрий-катионирование с второй ступенью натрий-катионирования.

4. Натрий-катионирование (первая ступень) — хлор-ионирование, совмещенное в одном фильтре со второй ступенью натрий-катионирования.

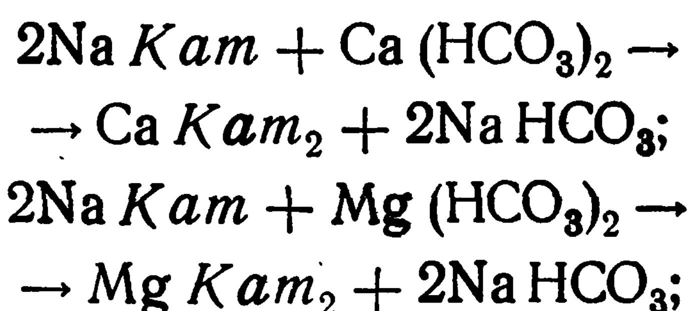
5. Натрий-аммоний-катионирование (параллельное или совместное) со второй ступенью натрий-катионирования.

6. Частичное химическое обессоливание; осуществляется при необходимости несколько снизить солесодержание обрабатываемой воды. При этом водород-катионированием (осуществляется в одну или две ступени) удаляются Ca^{2+}, Mg^{2+}, если необходимо, часть Na^+, разрушается HCO_3^- (удаляется при декарбонизации), а образовавшиеся сильные кислоты HCl, H_2SO_4, HNO_3, HNO_2 и др. удаляются слабоосновными анионитами.

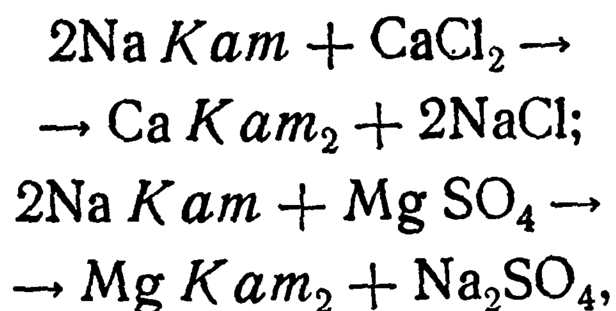
7. Полное химическое обессоливание; может осуществляться в две или три ступени, причем водород-катионированием удаляются все содержащиеся в обрабатываемой воде катионы, анион HCO_3^- разрушается и удаляется в основном декарбонизацией, анионы сильных кислот удаляются слабоосновным анионитом, анионы слабых кислот (кремниевой, угольной и др.) — сильноосновным анионитом.

а) НАТРИЙ-КАТИОНИРОВАНИЕ

Натрий-катионитный метод умягчения воды основан на способности некоторых нерастворимых в воде веществ (сульфоуголь, синтетические смолы), отрегенерированных поваренной солью, обменивать подвижно расположенный катион Na^+ на Ca^{2+} и Mg^{2+} по следующим реакциям:



$$2Na\,Kam + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow Ca\,Kam_2 + 2Na\,HCO_3;$$
$$2Na\,Kam + Mg(HCO_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow Mg\,Kam_2 + 2Na\,HCO_3;$$



$$2\text{Na}\,Kat + \text{CaCl}_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow \text{Ca}\,Kat_2 + 2\text{NaCl};$$
$$2\text{Na}\,Kat + \text{Mg}\,\text{SO}_4 \rightarrow$$
$$\rightarrow \text{Mg}\,Kat_2 + \text{Na}_2\text{SO}_4,$$

где *Кат* — катионит (сульфоуголь, катиониты КУ-2, КУ-1 и др.).

Как видно из приведенных реакций, вместо кальциевых и магниевых солей в обрабатываемой воде образуется эквивалентное количество легко растворимых натриевых солей. Карбонатная жесткость образует в фильтрате эквивалентное количество бикарбоната натрия; щелочность умягчаемой воды, выраженная в миллиграмм-эквивалентах на литр, при натрий-катионировании не изменяется, однако pH фильтрата будет больше, чем исходной воды, за счет замены Ca^{2+} и Mg^{2+} на Na^{+} — более сильнощелочной катион.

Метод натрий-катионирования рекомендуется применять для артезианской или осветленной воды с содержанием взвешенных веществ не более 5—8 мг/л и цветностью не более 30°, если не требуется снижение бикарбонатной щелочности и допустимо увеличение солесодержания обрабатываемой воды за счет обмена кальция и магния на натрий.

Для получения глубокоумягченной воды с $Ж_о < 0{,}02$ мг-экв/л (с одновременной экономией расхода соли) рекомендуется двухступенчатое натрий-катионирование.

б) НАТРИЙ-ХЛОР-ИОНИРОВАНИЕ

Натрий-хлор-ионитный метод основан на умягчении воды с одновременным снижением щелочности и осуществляется путем последовательного фильтрования обрабатываемой воды через натрий-катионитный фильтр первой ступени, хлор-анионитный фильтр и затем натрий-катионитный фильтр второй ступени.

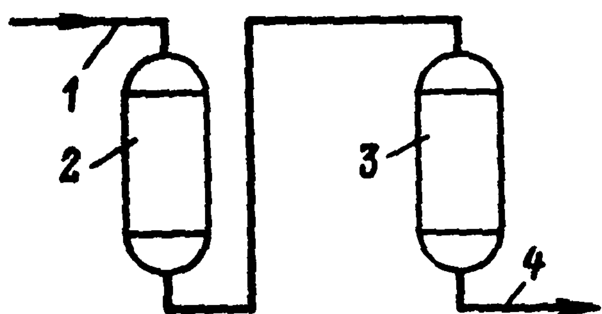
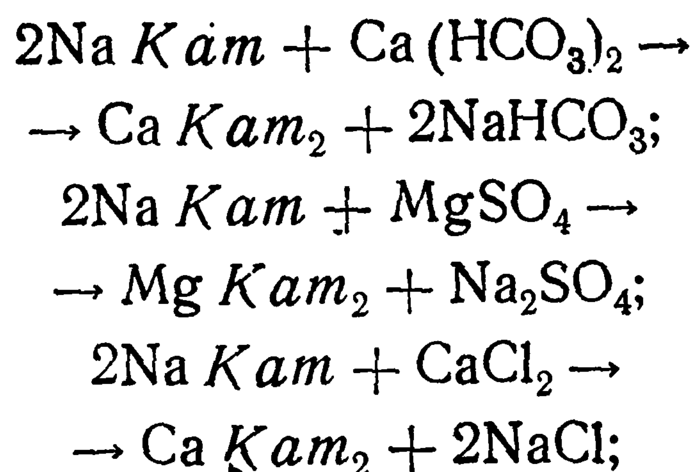


Рис. 2-3. Схема натрий-хлор-ионирования.
1 — исходная вода; *2* — натрий-катионитный фильтр первой ступени; *3* — натрий-хлор-ионитный фильтр (вторая ступень натрий-катионирования); *4* — натрий-хлор-ионированная вода.

Вторую ступень натрий-катионирования рационально совмещать в одном фильтре с хлор-анионированием, при этом внизу загружается катионит, а сверху — сильноосновный анионит типа АВ-17 (рис. 2-3).

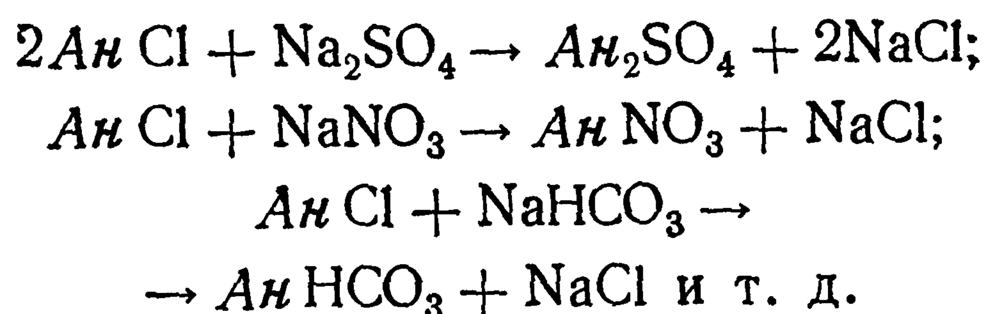
В этом методе катионит и анионит регенерируются поваренной солью NaCl (Na^{+} регенерирует катионит, Cl^{-} — анионит). На первой ступени катионирования происходит замещение катионов Ca^{2+} и Mg^{2+} на Na^{+}. Во второй ступени (в совмещенном натрий-хлор-ионитном фильтре) в слое анионита происходит обмен анионов SO_4^{2-}, NO_3^{-}, NO_2^{-}, HCO_3^{-}, содержащихся в обрабатываемой воде, на хлор, а в слое катионита «проскочившие» катионы жесткости обмениваются на Na^{+}. При этом протекают следующие реакции:

в катионите



$$2\text{Na}\,Kat + \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow \text{Ca}\,Kat_2 + 2\text{NaHCO}_3;$$
$$2\text{Na}\,Kat + \text{MgSO}_4 \rightarrow$$
$$\rightarrow \text{Mg}\,Kat_2 + \text{Na}_2\text{SO}_4;$$
$$2\text{Na}\,Kat + \text{CaCl}_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow \text{Ca}\,Kat_2 + 2\text{NaCl};$$

в анионите



$$2An\,\text{Cl} + \text{Na}_2\text{SO}_4 \rightarrow An_2\text{SO}_4 + 2\text{NaCl};$$
$$An\,\text{Cl} + \text{NaNO}_3 \rightarrow An\,\text{NO}_3 + \text{NaCl};$$
$$An\,\text{Cl} + \text{NaHCO}_3 \rightarrow$$
$$\rightarrow An\,\text{HCO}_3 + \text{NaCl} \text{ и т. д.}$$

Методом натрий-хлор-ионирования воды можно снизить жесткость фильтрата до 0,01 мг-экв/л и щелочность до ~0,2 мг-экв/л.

В отличие от работы катионита, у которого после «проскока» катионов жесткости происходит быстрое нарастание последней, хлор-анионит

большую часть рабочего цикла работает с «проскоком» ионов HCO_3^- в фильтрат. Этой особенностью процесса хлор-ионирования часто пользуются в котельных установках, где требуется снижение щелочности только до 1—1,5 мг-экв/л.

С отключением фильтра на регенерацию при щелочности 1,5—3 мг-экв/л среднюю щелочность фильтрата за фильтроцикл получают в требуемых пределах, что значительно увеличивает рабочую емкость поглощения анионита по иону HCO_3.

Метод натрий-хлор-ионирования в небольших установках (производительностью от 5 до 50 м^3/ч) имеет явное преимущество перед водород-катионированием с декарбонизацией и последующим двухступенчатым натрий-катионированием. При хлор-ионировании расходуется только один реагент — поваренная соль, исключается коррозионно-активная кислота, требующая антикоррозионной защиты оборудования, трубопроводов и специальной арматуры; не требуется значительного увеличения оборудования в сравнении с наиболее простой схемой — натрий-катионирования (исключаются водород-катионитные фильтры, декарбонизатор, оборудование для хранения кислоты и приготовления регенерационного раствора, баки и насосы декарбонизированной воды и пр.).

Ограничением применения метода натрий-хлор-ионирования является недостаточный выпуск промышленностью анионитов, их высокая стоимость, а также изложенные ниже технологические условия, связанные с качеством исходной воды и содержанием Cl^- в дренажных водах.

Схему натрий-хлор-ионирования рекомендуется применять при соотношении анионов в исходной воде

$$\frac{HCO_3}{SO_4 + NO_3 + NO_2} \geqslant 1; \qquad (2\text{-}5)$$

кроме того, сумма анионов сильных кислот (кроме Cl) не должна превышать 3 мг-экв/л. При большем содержании анионов сильных кислот и производительности установки более 50 м^3/ч применение схемы должно быть обосновано технико-экономическим расчетом, возможно, что в этих случаях эта схема будет более рентабельной, чем водород-катионирование с декарбонизацией.

В промышленных условиях при хлор-ионировании имело место снижение емкости поглощения анионита и нарушение гидродинамики фильтрующего слоя (сопротивление возрастало до 1,5 кгс/см^2) в связи с загрязненностью регенерационного раствора солями жесткости. Это явление происходило в результате выпадения осадка карбоната кальция в объеме анионита и вызывало необходимость приготовления регенерационного раствора на умягченной натрий-катионированной воде. По этой же причине использование регенерационного раствора после хлор-анионитных фильтров на натрий-катионитных фильтрах первой ступени возможно только в случае повышенной минерализации исходной воды, когда относительная доля бикарбонатного иона сравнительно небольшая.

Как показала практика эксплуатации, применение в схемах натрий-хлор-ионирования низкоосновных анионов невозможно, так как емкость поглощения анионитов типа АН-31, АН-18 и др. после 2—3 циклов поваренной солью не восстанавливается (фильтр не регенерируется).

При применении схемы натрий-хлор-ионирования надо также иметь в виду большую чувствительность анионитов к содержанию в воде железа и органических веществ, которые выводят анионит из строя. Наличие этих веществ в исходной воде ограничивает возможность применения схемы натрий-хлор-ионирования в котельных; так, в небольших установках обезжелезивание артезианской воды еще возможно осуществить сравнительно простыми средствами, но удаление органических

веществ и железа из поверхностной воды связано со сложными сооружениями для коагуляции и известкования, после которых хлор-ионирование и не требуется.

В работе [Л.28] для анионита АВ-17-8 приведены следующие наиболее полные лабораторные данные о проведении процесса хлор-ионирования:

Скорость фильтрования, м/ч	15—20
Емкость поглощения по HCO_3, г-экв/м³	280—300
Общая емкость поглощения по ионам HCO_3^-, SO_4^{-2}, NO_2^-, NO_3^- и др. (исключая Cl^-), г-экв/м³ . .	1200—1400
Средняя щелочность фильтрата, мг-экв/л	~0,2
Расход соли на регенерацию (раствор чистый, не загрязненный солями жесткости), кг/м³	100—12 0

Кроме того, в [Л. 28] установлена прямая зависимость соотношения емкости поглощения по иону HCO_3^- и общей по Σ ($HCO_3^- + SO_4^{2-} + NO_3^- + NO_3^- + NO_2^-$) и др. (без Cl^-) в зависимости от качества исходной воды.

Приведенные на рис. 2-4 опыты проводились при отключении фильтров на регенерацию, при средней величине проскока HCO_3^- 0,1 мг-экв/л и расходе поваренной соли на регенерацию примерно 50 кг/м³ анионита. Приведенные результаты опытов наглядно подтверждают возможность использования хлор-ионирования в котельных, так как к процессу предъявляются менее жесткие требования (величина проскока HCO_3^- может составлять 1,5—2 мг-экв/л при принятом расходе соли 60 кг/м³ анионита).

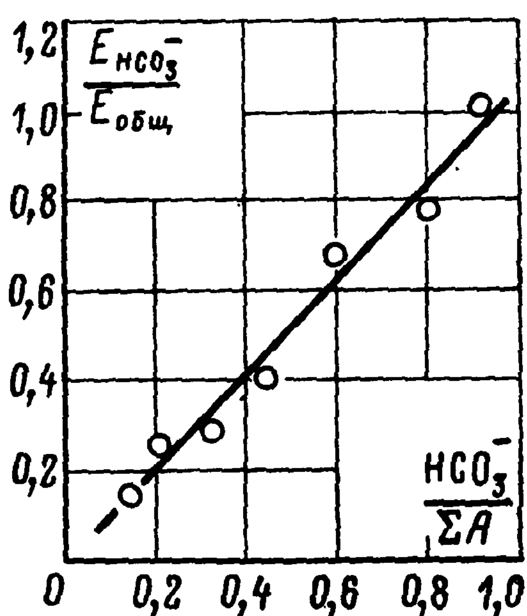
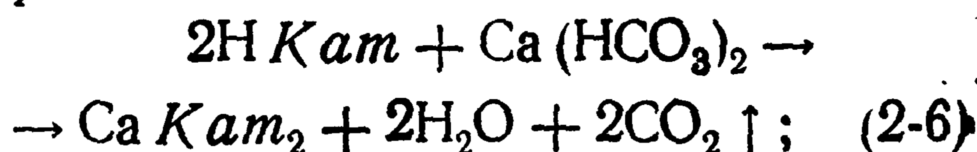


Рис. 2-4. Соотношение бикарбонатной и общей обменной емкости поглощения при различных отношениях в исходной воде бикарбонат-ионов к сумме анионов сильных кислот.

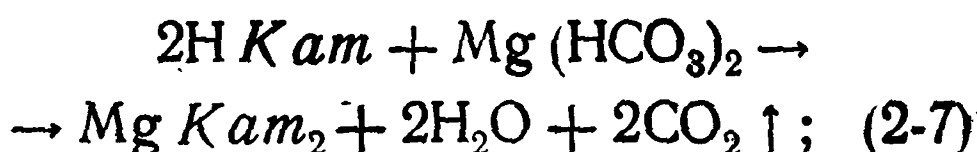
в) ВОДОРОД-КАТИОНИРОВАНИЕ

Сущность метода водород-катионирования заключается в фильтровании обрабатываемой воды через катионит, отрегенерированный кислотой. В процессе такого фильтрования катионы, растворенные в обрабатываемой воде, обмениваются на водород.

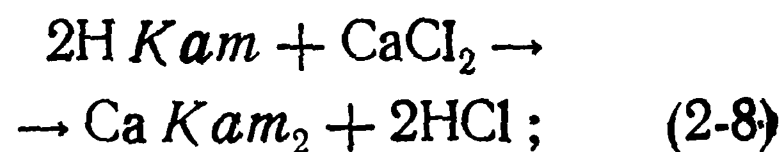
При этом протекают следующие реакции:



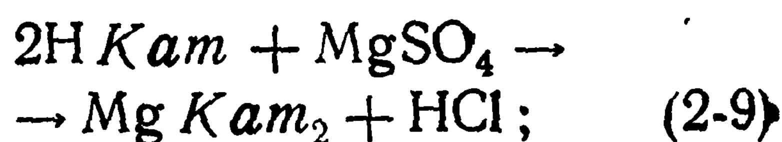
$$2H\,Kat + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow Ca\,Kat_2 + 2H_2O + 2CO_2\uparrow; \quad (2\text{-}6)$$



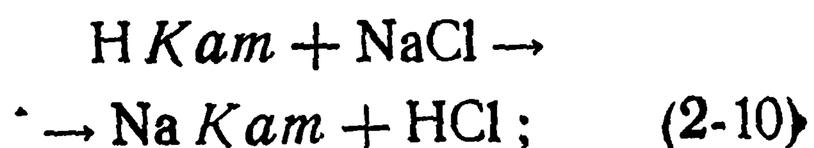
$$2H\,Kat + Mg(HCO_3)_2 \rightarrow Mg\,Kat_2 + 2H_2O + 2CO_2\uparrow; \quad (2\text{-}7)$$



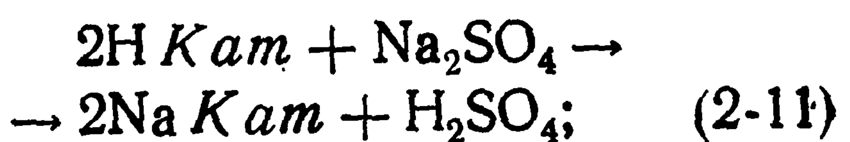
$$2H\,Kat + CaCl_2 \rightarrow Ca\,Kat_2 + 2HCl; \quad (2\text{-}8)$$



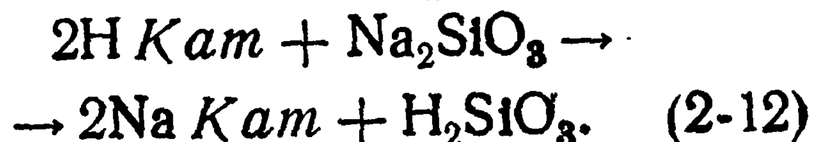
$$2H\,Kat + MgSO_4 \rightarrow Mg\,Kat_2 + HCl; \quad (2\text{-}9)$$



$$H\,Kat + NaCl \rightarrow Na\,Kat + HCl; \quad (2\text{-}10)$$



$$2H\,Kat + Na_2SO_4 \rightarrow 2Na\,Kat + H_2SO_4; \quad (2\text{-}11)$$



$$2H\,Kat + Na_2SiO_3 \rightarrow 2Na\,Kat + H_2SiO_3. \quad (2\text{-}12)$$

Как видно из приведенных реакций, в процессе водород-катионирования (до «проскока» катионов жесткости) вода умягчается — катионы жесткости Ca^{2+} и Mg^{2+} обмениваются на водород, бикарбонатный ион, образующий так называемую карбонатную жесткость, разрушается с образованием углекислоты, а анионы солей постоянной жесткости образуют эквивалентное количество минеральных кислот.

При более глубоком водород-катионировании до «проскока» в

фильтрат натрия [реакции (2-6)—(2-12)] натрий, содержащийся в исходной воде, обменивается на водород и образуется эквивалентное количество минеральных кислот.

В зависимости от требований к качеству обработанной воды и от состава исходной воды метод водород-катионирования может осуществляться в различных схемах.

Наиболее широко водород-катионирование применяется в схемах: водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров, химического обессоливания (частичного и полного), и реже в схеме параллельного водород-натрий-катионирования.

Рекомендации к применению и результаты водород-катионирования в различных схемах обработки воды приведены в табл. 2-3.

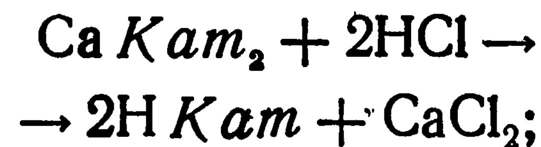
Водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров

Осуществление водород-катионирования в схеме так называемой «голодной» регенерации фильтров нашло широкое применение в котельных установках, когда требуется разрушение бикарбонатного иона со снижением только карбонатной жесткости (щелочности) до 0,7—1,5 мг-экв/л.

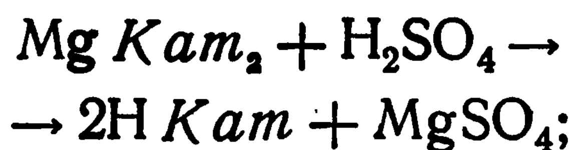
В отличие от обычного процесса водород-катионирования (при котором берется избыток кислоты в 1,5—2 раза больше теоретического) в этом процессе расход кислоты на регенерацию соответствует теоретическому или даже несколько меньше его. При этом верхние слои отрегенерированного катионита будут содержать обменный катион водорода H^+, а в нижних слоях останутся ранее задержанные ионы Ca^{2+}, Mg^{2+} и Na^+.

В верхних слоях катионита, отрегенерированного «голодной» дозой кислоты, происходят все обычные реакции ионного обмена, приведенные в уравнениях (2-5)—(2-11), в результате которых образуются сильные минеральные кислоты и угольная кислота.

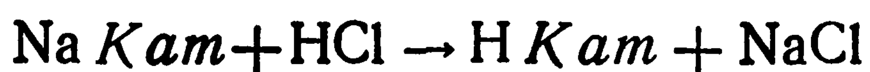
Проходя неотрегенерированные слои катионита, ионы водорода сильных минеральных кислот обмениваются на ионы Ca^{2+}, Mg^{2+} и Na^+ по уравнениям:



$$Ca\,Kam_2 + 2HCl \rightarrow$$
$$\rightarrow 2H\,Kam + CaCl_2;$$



$$Mg\,Kam_2 + H_2SO_4 \rightarrow$$
$$\rightarrow 2H\,Kam + MgSO_4;$$



$$Na\,Kam + HCl \rightarrow H\,Kam + NaCl$$

и т. д., происходит как бы регенерация, а затем вновь образуются те же соли, что были в исходной воде. Таким образом, можно считать, что при «голодной» дозе кислоты на регенерацию происходит только разрушение связанной углекислоты [уравнения (2-6) и (2-7)] и удаляются связанные с бикарбонатом катионы.

В присутствии сильных кислот диссоциация угольной кислоты подавлена, поэтому образовавшийся в верхних слоях CO_2 находится в виде растворенного в воде газа и проходит как бы «транзитом» неотрегенерированные слои катионита, и только когда в фильтрате уже нет сильных кислот, некоторое количество ионов водорода (угольной кислоты) обменивается в нижних слоях на натрий, чем и обусловливается появление вторичной щелочности водород-катионированной воды. Постепенно количество ионов водорода в фильтре уменьшается и перемещается в более нижние слои.

К моменту отключения фильтра на регенерацию ионы водорода в катионите практически расходуются полностью. Получение при водород-катионировании с «голодной» регенерацией фильтров фильтрата с минимальной щелочностью (при условии отсутствия сброса кислой воды при регенерации и кислого фильтрата в процессе водород-катионирования) зависит от качества исходной воды и расхода кислоты на регенерацию. Повышение расхода кислоты

Таблица 2-3

Водород-катионирование в различных схемах обработки воды

Требования к обработанной воде	Технологическая схема обработки воды	Показатель отключения водород-катионитного фильтра на регенерацию	Результат обработки исходной воды	Рекомендации к применению
Снижение карбонатной жесткости, щелочности, солесодержания и удаление связанной углекислоты	Водород - катионирование с «голодной» регенерацией фильтров (рис. 2-5)	Получение щелочности фильтрата выше 0,7 — 1,5 мг-экв/л	Частичное умягчение; снижение щелочности до 0,7—1,5 мг-экв/л; разрушение и удаление связанной углекислоты; снижение солесодержания	См. табл. 2-4
То же	Параллельное водород-натрий - катионирование (рис. 2-6)	а) Общая жесткость фильтрата более 0,1 мг-экв/л б) Кислотность фильтрата	Умягчение до 0,1 мг-экв/л; снижение щелочности до 0,35 мг-экв/л; снижение солесодержания; разрушение и удаление связанной углекислоты	Применяется при невозможности осуществить схему водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров по составу исходной воды или требуется бо́льшее снижение щелочности
Удаление катионов Ca^{2+} и Mg^{2+}	Частичное химическое обессоливание	а) «Проскок» катионов жесткости б) Кислотность фильтрата	Умягчение до 0,1 мг-экв/л; снижение щелочности; разрушение и удаление связанной углекислоты; снижение солесодержания	См. § 2-5,г
Удаление катионов Ca^{2+}, Mg^{2+} и части Na^{+}	Частичное химическое обессоливание	Кислотность фильтрата	Снижение солесодержания; разрушение и удаление связанной углекислоты	См. § 2-5,г
Полное удаление катионов Ca^{2+}, Mg^{2+} и Na^{+}	Полное химическое обессоливание	«Проскок» катионов натрия	Полное удаление катионов и анионов	См. § 2-5,г

на регенерацию выше оптимального приводит к получению в какой-то период фильтроцикла кислого фильтрата; недостаточная доза кислоты будет вести к повышению щелочности фильтрата и к снижению емкости поглощения катионита.

Для устранения колебания щелочности и предотвращения появления кислого фильтрата схема водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров осуществляется в две ступени, для чего после водород-катионитных фильтров устанавливаются буферные саморегенерирующиеся фильтры с высотой слоя сульфоугля 2 м и скоростью фильтрования до 40 м/ч (рис. 2-5).

Буферные фильтры как бы увеличивают нерегенерируемый слой водород-катионитного фильтра, предохраняя фильтрат от «проскоков» кислоты, создают большую надежность работы установки, обеспечивая при этом более полное использование обменной емкости катионита.

К буферным саморегенерирующимся фильтрам не допускается подвода регенерационных растворов (кислоты или соли), взрыхление их должно производиться жесткой исходной водой. Кроме того, получение постоянной величины щелочности после водород-катионитных фильтров, работающих при «голодном» режиме регенерации, достигается путем составления при наладке соответствующего графика совместной работы и регенерации установленных фильтров (обычно устанавливается не менее трех фильтров, кроме буферных).

Схема водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров имеет следующие преимущества перед схемой параллельного водород-натрий-катионирования:

сброс в дренаж нейтральных стоков в процессе регенерации;

теоретически необходимый расход кислоты на регенерацию водород-катионитных фильтров.

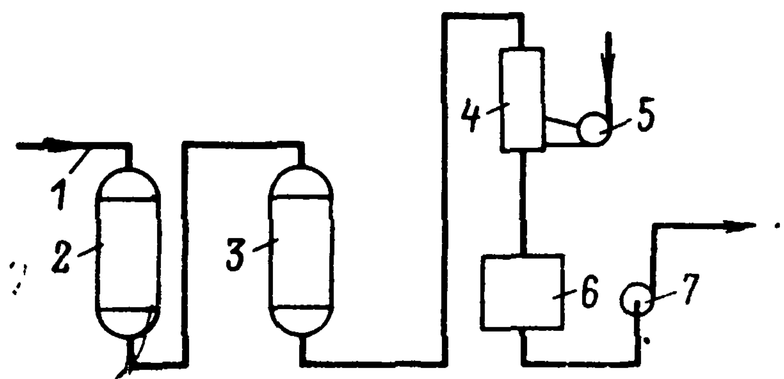


Рис. 2-5. Схема водород-катионирования с „голодной" регенерацией фильтров.

1 — исходная вода; *2* — водород-катионитные фильтры, регенерируемые „голодной" дозой кислоты; *3* — буферные (саморегенерирующиеся) фильтры; *4* — декарбонизатор; *5* — вентилятор к декарбонизатору; *6* — бак декарбонизированной воды; *7* — насос декарбонизированной воды.

Особенности процесса водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров зависят прежде всего от химического состава исходной воды, который и диктует оптимальные условия проведения процесса.

Характеристика катионного состава исходной воды:

$$K = \frac{Na^+}{Ca^{2+} + Mg^{2+}} = \frac{Na^+}{Ж_0}; \quad (2\text{-}13)$$

характеристика анионного состава:

$$A = \frac{HCO_3^-}{Cl^- + SO_4^{2-}} = \frac{HCO_3^-}{\Sigma A_{с.к}}, \quad (2\text{-}14)$$

где K — отношение, характеризующее катионный состав исходной воды; A — отношение, характеризующее анионный состав исходной воды; Na^+, Ca^{2+}, Mg^{2+} — содержание в исходной воде соответственно натрия, кальция и магния, мг-экв/л; HCO_3^-, Cl^-, SO_4^{2-} — содержание в исходной воде соответственно бикарбоната, хлора и сульфат иона, мг-экв/л; $Ж_0$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л; $\Sigma A_{с.к}$ — сумма анионов сильных кислот, содержащихся в исходной воде, мг-экв/л.

По величине отношений K и A можно решить, как будет протекать процесс водород-катионирования с «голодной» регенерацией, и рекомендовать оптимальные условия проведения процесса. На рис. 2-6, 2-7 и 2-8 представлены графики изменения щелочности и жесткости в

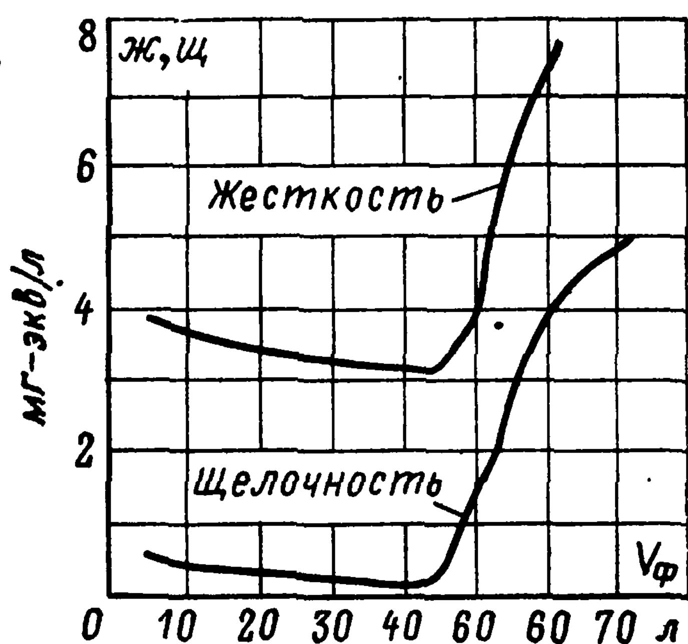


Рис. 2-6. График изменения щелочности и жесткости (*Щ*, *Ж*) в процессе водород-катионирования с „голодной" регенерацией фильтров в зависимости от объема фильтрата ($V_ф$). Качественные показатели исходной воды:

$Ж_0 = 10{,}52$ мг-экв/л; $Щ_{и.в} = 7{,}4$ мг-экв/л; $K = 0$; $A = 2{,}35$.

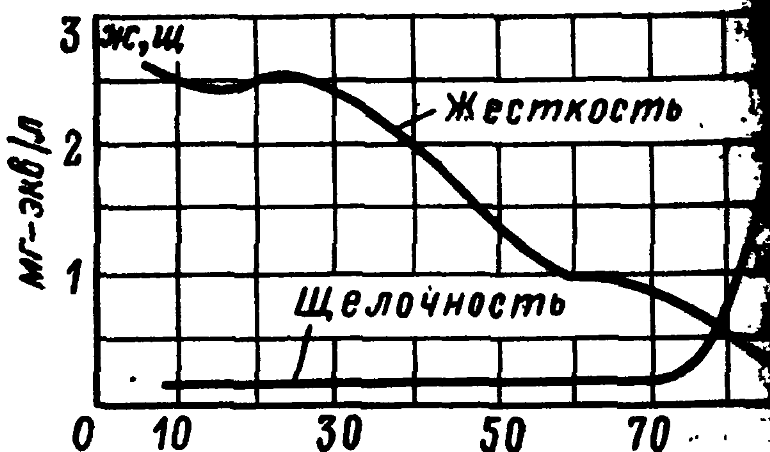


Рис. 2-7. График изменения щело[...] и жесткости фильтрата (*Щ*, *Ж*) в пр[...] водород-катионирования с „голодно[...] генерацией фильтров в зависимости от[...] ма фильтрата ($V_ф$). Качество исходной [...]
$Ж_0 = 8$ мг-экв/л; $Щ_{и.в} = 7{,}2$ мг-экв/л; K[...]
$A = 2{,}6$.

процессе водород-катионирован[...] «голодной» регистрацией филь[...] в зависимости от объема фильтр[...]

Таблиц[...]

Условия применения водород-катионирования с «голодной» регенерацией филь[...]

Характеристика исходной воды	Рабочая обменная способность сульфоугля, г-экв/м³	Доза кислоты на регенерацию, г/г-экв	Щелочность обработанной воды, мг-экв/л	Рекомендации к применению [...]род-катионирования с «голод[...] регенерацией фильтров ($Н_г$[...]
Слабоминерализованная вода с характеристикой $0 \leqslant K \leqslant 0{,}2$	300	35—40	0,5	При данной характери[...] исходной ноды $Н_г$ может [...] меняться независимо от [...] онного состава; в те[...] фильтроцикла щело[...] фильтрата изменяется н[...] чительно (см. рис. 2-6)
Слабоминерализованная вода с характеристикой $0 \leqslant K \leqslant 1$ $10 \geqslant A \geqslant 1$	До 300	35—45	0,5—0,7	Для исходной воды да[...] состава проведение $Н_г$ ос[...] но подходит, щелочность [...] чение фильтроцикла ост[...] такой же, как и в предыду[...] случае, остаточная жест[...] непрерывно снижается [...] рис. 2-7)
Вода средней минерализации с характеристикой $0 \leqslant K \leqslant 1$ $1 > A > 0{,}3$	До 200	45—50	0,7	Осуществление $Н_г$ возмо[...] при увеличенной дозе кис[...]
Вода высокой минерализации $K > 1$ $A \leqslant 10$	Менее 200	50—60	0,7—1,5	Применение $Н_г$ возмо[...] при дозе кислоты, неско[...] большей теоретического ра[...] да, средняя щелочность [...] фильтроцикл не менее 0[...] 0,8 мг-экв/л; жесткость со[...] не появляется или появля[...] и сейчас же снижается [...] рис. 2-8)

Примечания: 1. Для исходных вод с $A < 0{,}3$ осуществление $Н_г$ нецелесообразно.

2. Для исходных вод с $A > 10$ применение $Н_г$ возможно, если потребитель д[...]скает остаточную щелочность выше 1 мг-экв/л; доза кислоты на регенерацию при этом б[...] 50—60 г/г-экв.



Рис. 2-8. График изменения щелочности и жесткости фильтрата (*Щ*, *Ж*) в процессе водород-катионирования с „голодной" регенерацией фильтров в зависимости от объема фильтрата ($V_ф$). Качество исходной воды:

$HCO_3 > 10$ мг-экв/л; $K > 1$; $A \leqslant 10$.

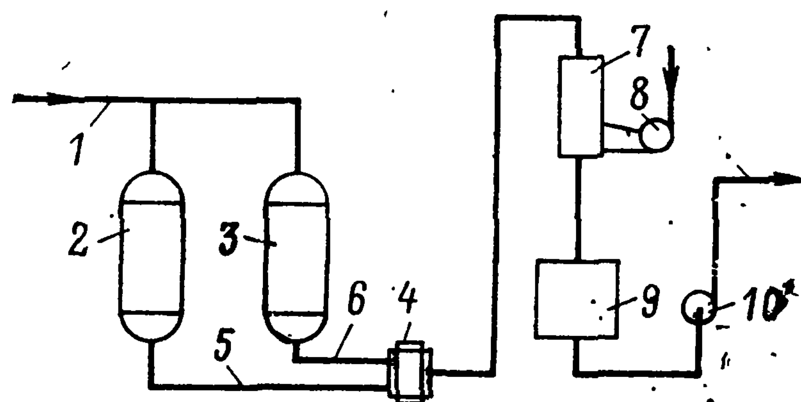


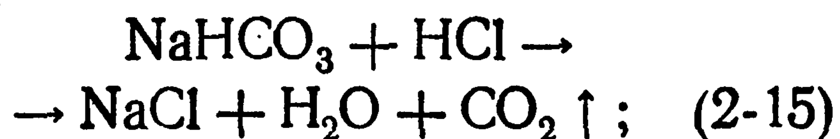
Рис. 2-9. Схема параллельного водород-натрий-катионирования.

1 — исходная вода; *2* — водород-катионитные фильтры; *3* — натрий-катионитные фильтры; *4* — ершовый смеситель; *5* — кислая водород-катионированная вода; *6* — щелочная натрий-катионированная вода; *7* — декарбонизатор; *8* — вентилятор к декарбонизатору; *9* — бак декарбонизированной воды; *10* — насос декарбонизированной воды; *11* — химически очищенная декарбонизированная вода.

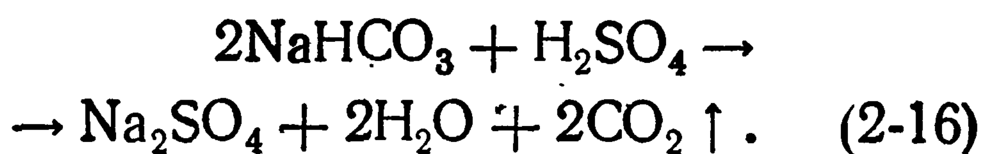
В табл. 2-4 приведены условия и рекомендации применения процесса водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров.

Параллельное водород-натрий-катионирование

На водород-катионитных фильтрах реакции протекают по уравнениям (2-6)—(2-9). При параллельном водород-натрий-катионировании обрабатываемая вода разделяется на два потока, каждый из которых пропускается через водород- или натрий-катионитные фильтры. В каждом из потоков вода умягчается до остаточной жесткости фильтрата около 0,1 мг-экв/л, после чего кислая (кислотность эквивалентна некарбонатной жесткости) водород-катионированная вода смешивается со щелочной натрий-катионированной водой (щелочность эквивалентна щелочности исходной воды), происходит реакция нейтрализации:



$$NaHCO_3 + HCl \rightarrow NaCl + H_2O + CO_2\uparrow; \qquad (2\text{-}15)$$



$$2NaHCO_3 + H_2SO_4 \rightarrow Na_2SO_4 + 2H_2O + 2CO_2\uparrow. \qquad (2\text{-}16)$$

Образовавшаяся свободная углекислота удаляется из обрабатываемой воды путем продувки воздухом в декарбонизаторе. При параллельном водород-натрий-катионировании можно получать остаточную щелочность обрабатываемой воды около 0,35 мг-экв/л. Схема обработки воды путем параллельного водород-натрий-катионирования приведена на рис. 2-9.

Декарбонизированная вода, если не требуется глубокого умягчения, используется, например, для подпитки тепловых сетей, либо подвергается второй ступени натрий-катионирования.

Схему параллельного водород-натрий-катионирования следует применять только в тех случаях, когда невозможно применить водород-катионирование с «голодной» регенерацией, так как при ее осуществлении будут иметь место сброс кислых стоков при регенерации и значительно больший расход кислоты (в 1,5—2 раза более теоретического).

Водород-катионирование в схемах химического обессоливания

В схемах химического обессоливания водород-катионитные фильтры используются для выполнения различных задач; реакции протекают по уравнениям (2-6)—(2-12), при этом может осуществляться одно-, двух- и трехступенчатое водород-катионирование.

В зависимости от требований к качеству обессоленной воды изменяется и проведение процесса водород-катионирования. Так, при необ-

ходимости частичного обессоливания водород-катионирование можно вести в одну ступень до «проскока» катионов жесткости Ca^{2+} и Mg^{2+}; при необходимости более глубокого обессоливания требуется двух- или трехступенчатое водород-катионирование. Одноступенчатое водород-катионирование с удалением Ca^{2+}, Mg^{2+} и Na^{+} при использовании в качестве катионита сульфоугля нецелесообразно, так как при работе фильтра до «проскока» Na^{+} требуется большой расход кислоты на регенерацию и воды на отмывку катионита. При использовании сульфоугля экономичнее двухступенчатая схема водород-катионирования. В этом случае первая ступень работает до «проскока» катионов жесткости Ca^{2+} и Mg^{2+}, при этом на ней в два с лишним раза увеличивается рабочая емкость поглощения катионита, расход кислоты принимается 70—75 г/г-экв, а вторая ступень работает до «проскока» катионов Na^{+} и регенерируется бóльшим избытком кислоты, что позволяет в значительной степени сократить расходы кислоты и воды на регенерацию.

При использовании в качестве водород-катионита высокоемких катионитов типа КУ-2 возможно проведение водород-катионирования до «проскока» катионов Na^{+} в одну ступень без практического ухудшения условий регенерации.

При водород-катионировании высокоминерализованных вод с содержанием анионов сильных кислот более 5 мг-экв/л следует вести процесс в противоточных водород-катионитных фильтрах или осуществлять ступенчато-противоточное катионирование. Ступенчато-противоточное катионирование осуществляется в двух последовательно работающих фильтрах (двухэтажных): первой и второй ступени катионирования.

На регенерацию отключаются одновременно оба фильтра (обе ступени). Регенерационный раствор (и отмывка) ведется одним раствором — вначале второй ступени, а затем первой.

г) ИОНИТНЫЙ СПОСОБ ОБЕССОЛИВАНИЯ ВОДЫ (ХИМИЧЕСКОЕ ОБЕССОЛИВАНИЕ)

Обессоливание воды путем ионного обмена заключается в последовательном фильтровании через водород-катионитные, а затем анионитные фильтры.

В водород-катионитных фильтрах (отрегенерированных кислотой) катионы, содержащиеся в исходной воде, обмениваются на водород и задерживаются фильтрующим материалом, а в фильтрате образуется эквивалентное количество кислоты из анионов, с которыми были связаны поглощенные катионы.

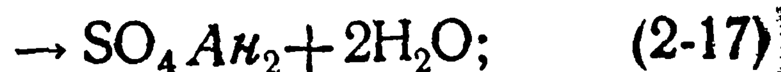
На анионитных фильтрах (отрегенерированных щелочью) анионы кислот, образовавшиеся при водород-катионировании, задерживаются анионитом и в результате получается обессоленная вода.

Реакции, протекающие в процессе обессоливания, могут быть представлены в молекулярной форме:

а) при водород-катионировании протекают реакции по уравнениям (2-6)—(2-12);

б) при анионировании, если анионит отрегенерирован NaOH, протекают реакции:





$$2OH\,Ан + H_2SO_4 \rightarrow SO_4\,Ан_2 + 2H_2O; \quad (2\text{-}17)$$

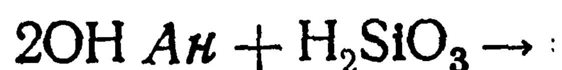


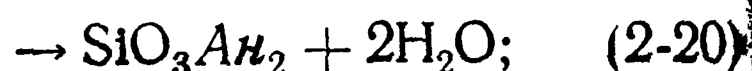
$$OH\,Ан + HCl \rightarrow Cl\,Ан + H_2O; \quad (2\text{-}18)$$



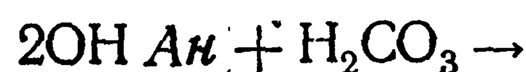


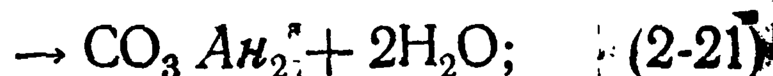
$$OH\,Ан + HNO_3 \rightarrow NO_3\,Ан + H_2O; \quad (2\text{-}19)$$





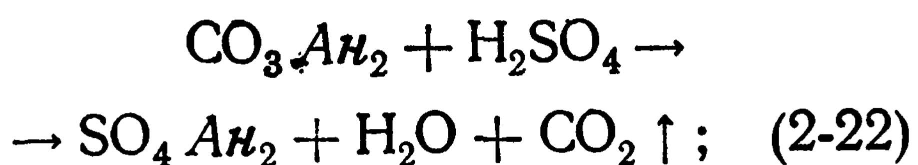
$$2OH\,Ан + H_2SiO_3 \rightarrow SiO_3\,Ан_2 + 2H_2O; \quad (2\text{-}20)$$



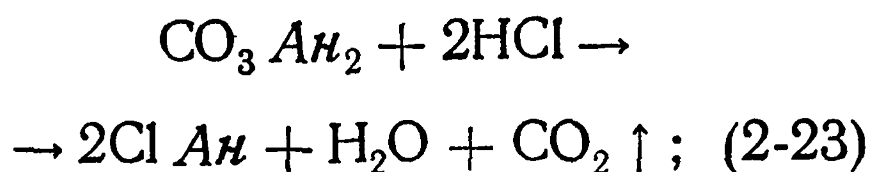


$$2OH\,Ан + H_2CO_3 \rightarrow CO_3\,Ан_2 + 2H_2O; \quad (2\text{-}21)$$

в) при анионировании, если анионит отрегенерирован Na_2CO_3, протекают реакции:

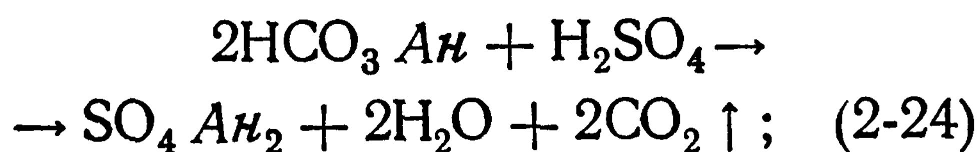


$$CO_3 Ан_2 + H_2SO_4 \rightarrow \rightarrow SO_4 Ан_2 + H_2O + CO_2 \uparrow; \quad (2\text{-}22)$$

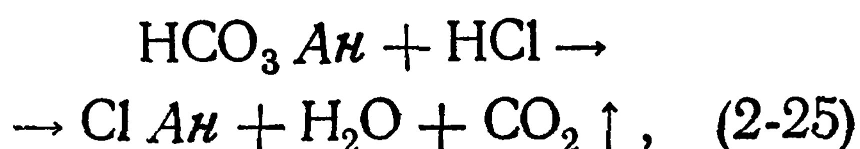


$$CO_3 Ан_2 + 2HCl \rightarrow \rightarrow 2Cl\, Ан + H_2O + CO_2 \uparrow; \quad (2\text{-}23)$$

г) при анионировании, если анионит отрегенерирован $NaHCO_3$, протекают реакции:



$$2HCO_3 Ан + H_2SO_4 \rightarrow \rightarrow SO_4 Ан_2 + 2H_2O + 2CO_2 \uparrow; \quad (2\text{-}24)$$



$$HCO_3 Ан + HCl \rightarrow \rightarrow Cl\, Ан + H_2O + CO_2 \uparrow, \quad (2\text{-}25)$$

где *Ан* — анионит (АН-31, АВ-17 и др.).

Как видно из приведенных реакций, при водород-катионировании происходит:

разрушение бикарбонатов с образованием углекислоты;

образование сильных минеральных кислот;

образование слабой кремниевой кислоты.

Удаление углекислоты обычно осуществляется путем установки декарбонизаторов (если нет предварительного известкования обрабатываемой воды).

Сильные кислоты удаляются на анионитных фильтрах, загруженных слабоосновным анионитом типа АН-31 и др. (первая ступень обессоливания).

После удаления анионов сильных кислот, сильноосновным анионитом типа АВ-17 удаляются анионы кремниевой кислоты и анионы углекислоты, не удаленные в декарбонизаторе (вторая ступень обессоливания).

Регенерация слабоосновных анионитов может производиться любой натриевой щелочью ($NaOH$, $NaHCO_3$ и Na_2CO_3). Выбор той или другой щелочи диктуется экономическими и технологическими соображениями. $NaOH$ дороже $NaHCO_3$ и Na_2CO_3, но при применении двух последних реагентов в процессе ионного обмена в соответствии с реакциями (2-22)—(2-25) образуется углекислота, удаление которой необходимо перед фильтрами с высокоосновным анионитом, так как при наличии углекислоты обменная способность последнего непроизводительно расходуется на удаление CO_2, и возрастает опасность коррозии оборудования, расположенного до термического деаэратора. В установках частичного обессоливания с предварительным известкованием нет смысла применять $NaHCO_3$ и Na_2CO_3, так как в этом случае потребовалась бы установка декарбонизатора только в связи с регенерацией этими щелочами. Если же в технологической схеме принята установка декарбонизатора после слабоосновных анионитных фильтров, применение Na_2CO_3 и $NaHCO_3$ для их регенерации целесообразно.

Сильноосновные аниониты регенерируются только едким натром, так как при регенерации другими щелочами (Na_2CO_3, $NaHCO_3$) такие аниониты утрачивают способность поглощать анионы кремниевой кислоты.

Третья ступень обессоливания осуществляется для получения глубокообессоленной воды. Фильтры третьей ступени обессоливания регенерируются 2—4%-ным раствором NH_4OH (что гарантирует отсутствие в обессоленной воде всех солей) и предназначаются для улавливания продуктов растворения сульфокатионитов, остатков серной кислоты после отмывки фильтра.

В зависимости от требований к обессоленной воде и от качества исходной воды принимается та или иная схема обессоливания, т. е. сочетание работы водород-катионитных и анионитных фильтров различного назначения.

При необходимости получения глубокообессоленной (обескремненной) воды с солесодержанием

1—0,1 мг/л, как это имеет место, например, на тепловых электростанциях, на основании технико-экономических расчетов (ВТИ, ТЭП) установлено, что химическое обессоливание целесообразно лишь при солесодержании исходной воды до 800—1000 мг/л.

При большем солесодержании в каждом конкретном случае должно производиться технико-экономическое сравнение ионитного, испарительного или паропреобразовательного методов с учетом стоимости тепла, реагентов, возможности сброса отработанных регенерационных вод и пр.

В случаях, когда обессоливание осуществляется для некоторого снижения солесодержания, например до 100—150 мг/л, целесообразно обессоливать исходную воду с солесодержанием до 3000 мг/л. Т[...] частичное обессоливание про[...]дит путем смешения обессол[...] и минерализованной воды;

путем получения в общей ли[...] после водород-катионитных фи[...]ров фильтрата такой кислотно[...], которая соответствует допустим[...] солесодержанию частично обе[...]ленной воды.

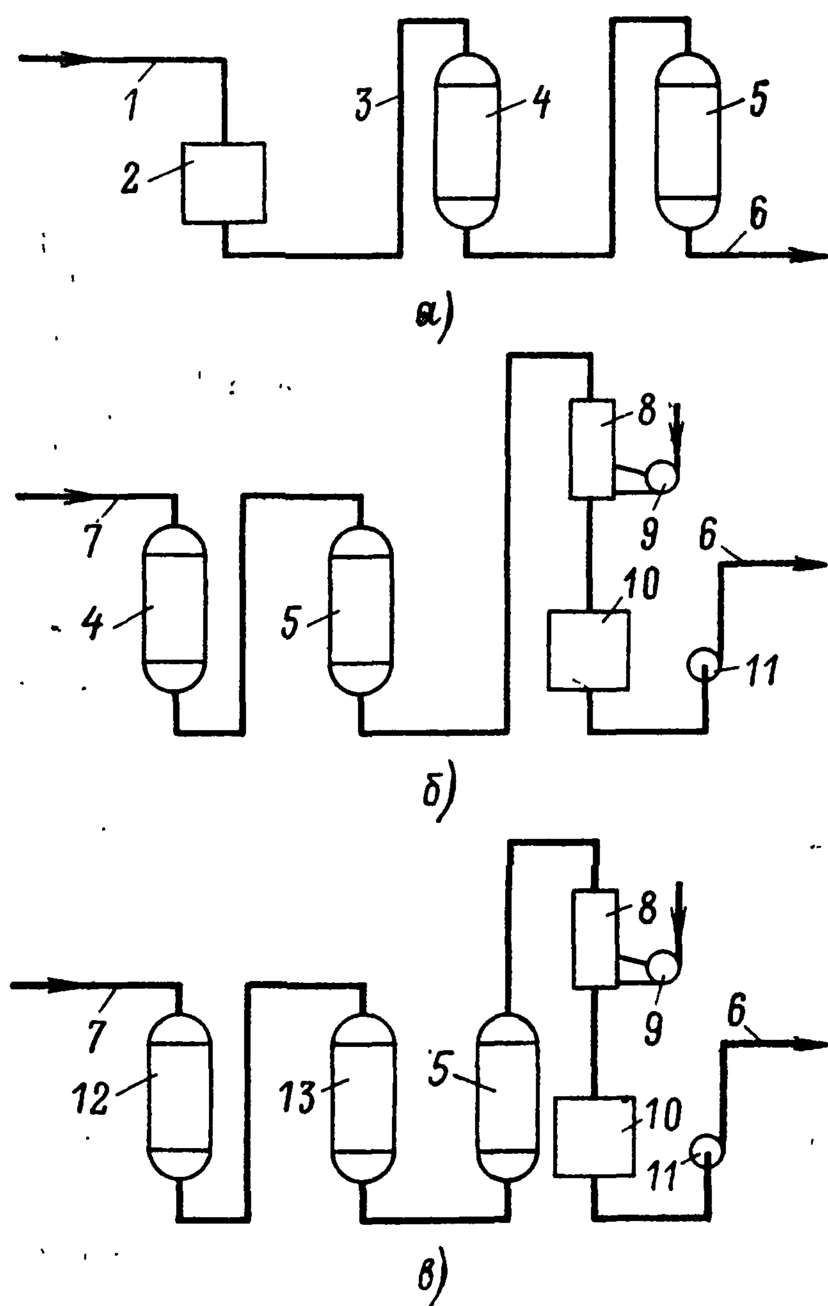


Рис. 2-10. Схемы частичного химического обессоливания.

1 — вода из поверхностных источников водоснабжения; *2* — предочистка с известкованием; *3* — известкованная осветленная вода; *4* — водород-катионитный фильтр; *5* — анионитный фильтр; *6* — обессоленная вода; *7* — вода артезианская или из питьевого водопровода; *8* — декарбонизатор; *9* — вентилятор к декарбонизатору; *10* — бак декарбонизированной воды; *11* — насос декарбонизированной воды; *12* — водород-катионитный фильтр первой ступени; *13* — водород-катионитный фильтр второй ступени.

В зависимости от качества исх[...]ной воды можно применять след[...]щие варианты схем частичного [...]мического обессоливания (рис. 2-1[...]

Вариант 1 (рис. 2-10, *а*). Исх[...]ная вода из поверхностного ист[...]ника. Содержание Na^+ ме[...] 1 мг-экв/л; сумма анионов сильн[...] кислот $\Sigma A_{с.к} < 3$. Предочистка о[...]ществляется с известкованием, п[...] этом удаляется свободная и связ[...]ная углекислота (установки дек[...]бонизатора не требуется); водоро[...] катионитный фильтр — обычный, [...]груженный сульфоуглем, работ[...] до «проскока» катионов жестко[...] Ca^{2+} и Mg^{2+}. Удельный расход ки[...]лоты на регенерацию принимает[...] по рис. 5-5. Рабочая обменная сп[...]собность сульфоугля определяет[...] по уравнению (5-63).

Анионитный фильтр загружает[...] слабоосновным анионитом и реген[...]рируется едким натром.

Примечание. Если требует[...] глубокое (более 0,1 мг-экв/л) умя[...]чение воды, применяется схема ва[...]рианта 2 или после анионитно[...] фильтра устанавливается натрий[...] катионитный фильтр (вторая ст[...]пень катионирования).

Вариант 2 (рис. 2-10, *а*). Исходная вода из поверхностного источника. Содержание Na^+ не нормируется; $\Sigma A_{с.к} > 3$. Водород-катионитный фильтр обычный, загруженный катионитом КУ-2, может работать до «проскока» катиона Na^+. Удельный расход кислоты на регенерацию принимается по рис. 5-6. Анионитный фильтр загружается слабоосновным анионитом и регенерируется едким натром. См. примечание к варианту 1.

Вариант 3 (рис. 2-10,*а*). Исходная вода из поверхностного источника. Содержание Na^+ не нормируется; $\Sigma A_{с.к} > 5$. Водород-катионитный фильтр противоточный, загруженный катионитом КУ-2. Установка противоточного фильтра даст экономию кислоты и воды на регенерацию. Удельный расход кислоты на регенерацию принимается по рис. 5-6. Анионитный фильтр загружается слабоосновным анионитом, регенерируемым NaOH. Расход щелочи и обменная способность анионита приведены в § 5-7. См. примечание к варианту 1.

Вариант 4 (рис. 2-10,*б*). Вода артезианская или из питьевого водопровода. Содержание $Na^+ < 1$ мг-экв/л; $\Sigma A_{с.к} \leqslant 3$. Водород-катионитный фильтр обычный, загруженный сульфоуглем, работает до «проскока» катионов Ca^{2+} и Mg^{2+}. Удельный расход кислоты принимается по рис. 5-5. Рабочая обменная способность сульфоугля определяется по уравнению (5-63). Анионитный фильтр загружается слабоосновным анионитом, регенерируется двууглекислой $NaHCO_3$ или кальцинированной содой Na_2CO_3, более дешевыми, чем NaOH. Образующаяся при водород-катионировании [уравнения (2-6) и (2-7)] и при регенерации анионита [уравнения (2-22)—(2-25)] углекислота удаляется в декарбонизаторе *8*. Расход щелочи и обменная способность анионита приведены в § 5-7.

Вариант 5 (рис. 2-10,*б*). Вода артезианская или из питьевого водопровода. Содержание Na^+ не нормируется; $\Sigma A_{с.к} \geqslant 3$. Водород-катионитный фильтр обычный, загруженный катионитом КУ-2, работает до «проскока» катионов Na^+. Удельный расход кислоты на регенерацию принимается по рис. 5-6. Обменная способность катионита определяется по уравнению (5-70). Анионитный фильтр загружается слабоосновным анионитом, регенерируется двууглекислой или кальцинированной содой. Образующаяся, при водород-катионировании [уравнения (2-5) и (2-6)] и при регенерации анионита [уравнения (2-21)—(2-24)] углекислота удаляется в декарбонизаторе *8*.

Вариант 6 (рис. 2-10,*б*). Вода артезианская или из питьевого водопровода. Содержание Na^+ не нормируется; $\Sigma A_{с.к} > 5$. Водород-катионитный фильтр противоточный, загруженный катионитом КУ-2. Удельный расход кислоты на регенерацию принимается по рис. 5-6. Установка противоточного фильтра дает экономию кислоты и воды на регенерацию.

В остальном осуществление схемы обессоливания принимается по варианту 5.

Вариант 7 (рис. 2-10,*в*). Вода артезианская или из питьевого водопровода. Водород-катионитные фильтры обычные, рекомендуемые марки загружаемых в них катионитов в зависимости от состава исходной воды принимаются по табл. 2-5.

Таблица 2-5

Рекомендуемые марки катионитов при ступенчато-противоточном водород-катионировании

Состав исходной воды, мг-экв/л	Рекомендуемый катионит	
	на первой ступени	на второй ступени
$Na^+ \leqslant 1$; $\Sigma A_{с.к} \leqslant 3$	Сульфоуголь	Сульфоуголь
$Na^+ \leqslant 1$; $\Sigma A_{с.к} = 3 \div 5$	»	КУ-2
Na^+ не нормируется; $\Sigma A_{с.к} \geqslant 5$	КУ-2	КУ-2

Схему обессоливания можно рекомендовать для минерализованных вод с целью сокращения расхода кислоты на регенерацию. В этой схеме первая ступень водород-катионирования работает до «проскока» катионов Ca^+ и Mg^+ (или до снижения примерно до 20% максимальной кислотности фильтрата) с расходом кислоты 70—75 г/г-экв на регенерацию поглощаемых катионов. Вторая ступень водород-катионирования работает до «проскока» ка-

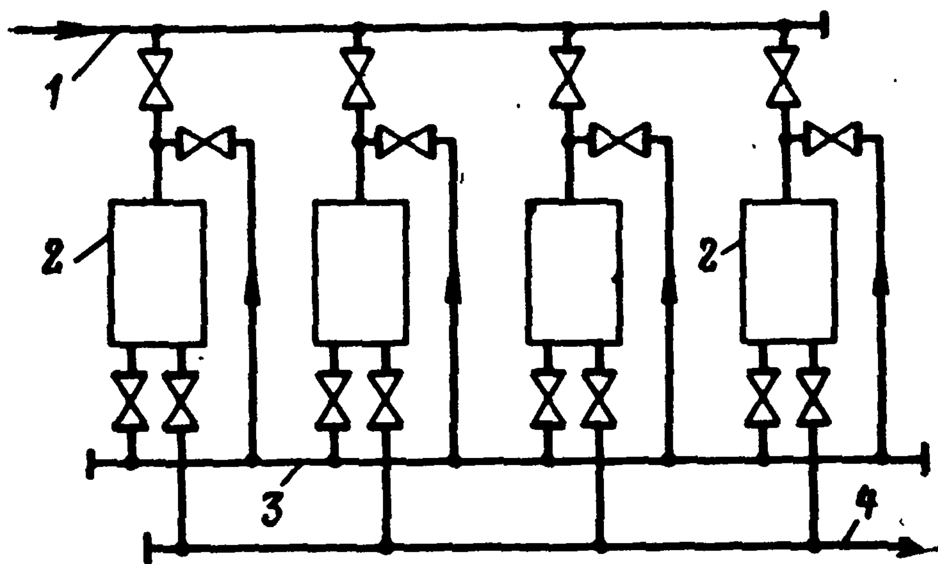


Рис. 2-11. Схема работы анионитных фильтров по скользящему графику при частичном обессоливании.

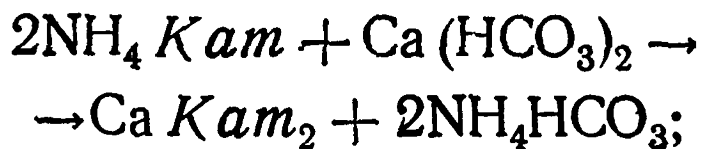
1 — кислая водород-катионированная вода; *2* — анионитные фильтры, загруженные слабоосновным анионитом: *3* — линия анионированной воды после первой ступени; *4* — обессоленная вода после второй ступени анионитных фильтров.

тионов Na^+, регенерируется большим избытком кислоты. Регенерация фильтров первой и второй ступени производится одновременно, регенерационный раствор и отмывочные воды после второй ступени используются для регенерации первой ступени. Это позволяет сократить расход кислоты для регенерации на 15—20%.

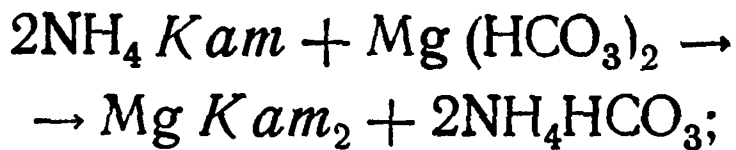
При частичном обессоливании воды с целью полного использования обменной емкости анионита следует осуществлять схему (рис. 2-11), рекомендованную докт. техн. наук В. А. Клячко (ВОДГЕО). При этом установленные анионитные фильтры работают в две ступени по скользящему графику: каждый фильтр работает в качестве второй, а затем первой ступени. Свежеотрегенерированный фильтр вначале включается для второй ступени анионирования, при этом фильтр первой ступени работает до полного истощения, после чего фильтр первой ступени отключается на регенерацию, фильтр второй ступени включается как первая ступень, а свежеотрегенерированный — как вторая ступень анионирования.

д) АММОНИЙ-НАТРИЙ-КАТИОНИРОВАНИЕ

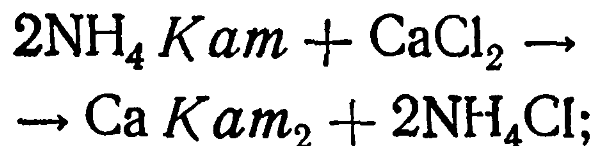
Умягчение методом аммоний-натрий-катионирования основано на замещении Ca^{2+} и Mg^{2+} на Na^+ и NH_4^+. Регенерация аммоний-катионита производится сульфатом аммония. Реакция замещения катионов жесткости на аммоний протекает аналогично натрий-катионированию:



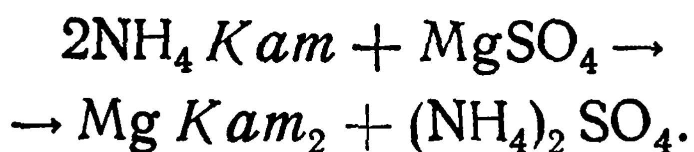
$$2NH_4\,Kat + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow Ca\,Kat_2 + 2NH_4HCO_3;$$



$$2NH_4\,Kat + Mg(HCO_3)_2 \rightarrow Mg\,Kat_2 + 2NH_4HCO_3;$$



$$2NH_4\,Kat + CaCl_2 \rightarrow Ca\,Kat_2 + 2NH_4Cl;$$



$$2NH_4\,Kat + MgSO_4 \rightarrow Mg\,Kat_2 + (NH_4)_2SO_4.$$

Аммоний-натрий-катионирование применяется для снижения щелочности и солесодержания котловой воды, когда нежелательно применение водород-катионирования, требующего защиты оборудования от коррозии. В котле под действием высокой температуры аммониевые соли разлагаются по реакциям:



$$NH_4HCO_3 \rightarrow NH_3 + H_2O + CO_2\uparrow;$$



$$NH_4Cl \rightarrow NH_3\uparrow + HCl;$$



$$(NH_4)_2SO_4 \rightarrow 2NH_3\uparrow + H_2SO_4.$$

Как видно из этих реакций, бикарбонат аммония разлагается на аммиак и углекислоту, которые летят с паром, а из аммониевых солей сильных кислот образуются кислоты.

Во избежание кислой реакции в котле аммоний-катионирование применяется совместно с натрий-катионированием, при котором соли карбонатной жесткости образуют бикарбонат натрия, разлагающийся в котле с образованием соды Na_2CO_3 и едкого натра $NaOH$, нейтрализующих кислоты в момент их образования. Практически реакция нейтрализации в котле не должна происходить, так как концентрация аммония должна быть значительно меньше содержания ионов HCO_3^-.

Метод аммоний-натрий-катионирования может осуществляться как по параллельной схеме, так и по схеме совместного натрий-аммоний-катионирования.

Метод натрий-аммоний-катионирования не следует применять, если имеется опасность аммиачной коррозии оборудования, изготовленного из латуни или других медных сплавов, если пар применяется для технологических целей, не допускающих содержания аммиака, и если вода или пар используются для систем горячего водоснабжения или в так называемых «открытых» системах теплоснабжения.

При наличии в исходной воде солей постоянной жесткости метод аммоний-натрий-катионирования практически не следует рекомендовать в связи с тем, что при недостаточно точной эксплуатации (при передозировке сульфата аммония) в котле может образоваться кислота.

2-6. КОРРЕКЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ОБРАБОТКИ ВОДЫ

а) НИТРАТИРОВАНИЕ

Нитратирование питательной или химически обработанной воды проводится для защиты металла котла от межкристаллитной коррозии (см. § 4-2).

Присадка азотнокислого натрия (пассиватора) защищает котельный металл от щелочнохрупких разрушений. В результате нитратирования в котловой воде должна быть достигнута концентрация нитрата натрия $NaNO_3$ 40% по массе концентрации всех щелочей, пересчитанных на $NaOH$.

Дозирование $NaNO_3$ рекомендуется осуществлять в химически обработанную воду, чтобы обеспечить в деаэраторе удаление кислорода, попавшего с дозируемым реагентом. Дозировка $NaNO_3$ проводится в виде 5—10%-ного раствора.

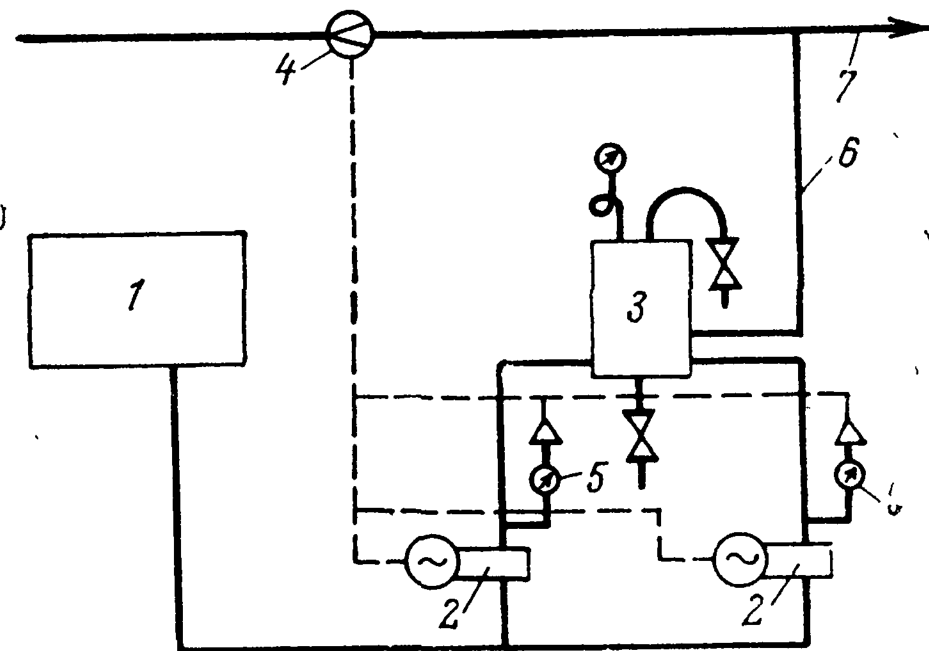


Рис. 2-12. Схема дозировки реагентов.

1 — бак раствора реагента; *2* — насос-дозатор типа НД; *3* — воздушный колпак; *4* — расходомерная шайба; *5* — электроконтактный манометр; *6* — дозируемый раствор реагента; *7* — химически очищенная или питательная вода.

Расход 100%-ного $NaNO_3$ определяют по формуле

$$NaNO_3 = 16\,Щ_{о.\,в}, \qquad (2\text{-}26)$$

где $NaNO_3$ — доза нитрата натрия в химически обработанную воду, г/м^3; $Щ_{о.\,в}$ — щелочность обработанной воды, г-экв/м^3.

Нитратирование осуществляют по схеме, приведенной на рис. 2-12. Дозировку раствора нитрата натрия осуществляют в трубопровод пропорционально расходу химически обработанной или питательной воды. Насосы-дозаторы типа НД обеспечивают автоматическое пропорциональное дозирование от воздействия на насосы импульса, подаваемого расходомером *4*.

Расход раствора нитрата натрия V, л/ч, определяют по формуле

$$V = \frac{NaNO_3\, Q_в \cdot 100}{1000 p \rho}, \qquad (2\text{-}27)$$

где $NaNO_3$ — расход нитрата, определяемый по формуле (2-26), г/м^3; $Q_в$ — расход химически обработанной воды, м^3/ч; p — концентрация $NaNO_3$ в дозируемом растворе, обычно принимают 5—10%; ρ — плотность p%-ного раствора нитрата натрия, г/см^3, принимают по табл. 15-6.

Емкость бака *1* для приготовления раствора нитрата натрия принимают из расчета приготовления дозируемого раствора один раз в

смену или в сутки. Насосы-дозаторы типа НД завода «Ригахиммаш» подбирают по рис. 7-26.

б) ОБРАБОТКА АММИАКОМ

Обработка питательной воды аммиаком осуществляется в случаях: 1) если необходимо в питательной воде связать свободную углекислоту для защиты питательного тракта от углекислотной коррозии (повышение pH питательной воды); 2) если необходимо связать углекислоту, выделяющуюся в пар, из-за термического распада и гидролиза бикарбонатной и карбонатной щелочности.

Связывание свободной углекислоты протекает:

при pH = 8,4 ÷ 8,5 по реакции



$$NH_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow NH_4HCO_3;$$

при pH = 9 ÷ 10 по реакции:



$$2NH_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow (NH_4)_2CO_3.$$

Ввод 1%-ного раствора аммиака NH_4OH целесообразно проводить также в химически обработанную воду, так как при дозировке во всасывающую линию питательных насосов с раствором в деаэрированную воду может попасть кислород.

Для связывания углекислоты в бикарбонат дозировка аммиака проводится из расчета 0,4 мг NH_3 на 1 мг CO_2.

В качестве исходного раствора используют обычно 25%-ный водный раствор, в 1 мл которого содержится 233 мг NH_3.

Расход аммиака на нейтрализацию углекислоты определяют по формуле

$$NH_3 = \frac{0{,}4CO_2 \cdot 1000Q}{233}, \quad (2\text{-}28)$$

где NH_3 — расход аммиака на установке, мл/ч; CO_2 — концентрация углекислоты (в питательной воде или в паре), мг/л;

Q — расход воды (или паропроизводительность), м^3/ч.

Вся аппаратура, насосы и арматура, соприкасающиеся с аммиаком, должны быть изготовлены из стали. Изготовление деталей из цветного металла (латунь, медь) не допускается. Для дозировки аммиака может быть использована схема дозировки реагентов, показанная на рис. 2-12; возможно также совмещение дозировки смеси нитрата натрия и аммиака. Однако при этом надо предусматривать герметичность бака для приготовления аммиачного раствора, чтобы в атмосферу попадало минимальное количество аммиака. При одновременном проведении обработки аммиаком и нитратирования в баке *1* (рис. 2-12) приготовляют смесь реагентов $NaNO_3$ и NH_4OH требуемой концентрации. Расход аммиачной воды NH_4OH определяют по формуле

$$V = \frac{0{,}825\,[CO_2]_п\, Q_п\, 100}{1000 p \rho}, \quad (2\text{-}29)$$

где 0,825 — расход NH_4OH на последующую нейтрализацию в паре 1 мг/кг CO_2, г/м^3; $[CO_2]_п$ — количество нейтрализуемой углекислоты, выделяющееся в паре, подсчитываемое по формулам (4-3) и (4-4); $Q_п$ — количество вырабатываемого пара, т/ч.

в) ФОСФАТИРОВАНИЕ

Фосфатирование котловой воды является средством предупреждения в котле кальциевой накипи (но не любой другой); одновременно путем фосфатирования может поддерживаться определенная щелочность pH котловой воды, обеспечивающая защиту металла котла от коррозии.

Фосфатирование следует применять для всех барабанных котлов абсолютным давлением более 16 кгс/см^2 при жесткости питательной воды более 1 мкг-экв/л.

Для фосфатирования котловой воды в зависимости от качества питательной воды могут применяться: тринатрийфосфат, смесь тринатрийфосфата с кислыми фосфатами и в отдельных случаях — аммонийфосфат.

При осуществлении фосфатирования в котлах низкого и среднего

давлений необходимо поддерживать концентрацию свободных фосфатов в котловой воде:

а) для котлов без ступенчатого испарения — не менее 5 и не более 15 мг/л;

б) для котлов со ступенчатым испарением — в чистом отсеке не менее 5 и не более 10 мг/л, в соленом отсеке — не более 75 мг/л.

Кратность упаривания между ступенями испарения должна обеспечить указанные нормы.

В котлах низкого и среднего давления осуществляется фосфатно-щелочной режим, поскольку в котловой воде, кроме иона PO_4^{3-}, всегда будет ион OH^- (за счет разложения бикарбоната натрия, вносимого химически очищенной водой).

Фосфатирование следует осуществлять в соответствии с «Инструкцией по фосфатированию котловой воды», утвержденной Министерством энергетики и электрификации СССР в декабре 1969 г. [Л. 20]. Фосфатирование должно осуществляться путем непрерывного равномерного ввода раствора фосфата в котловую воду по индивидуальной схеме, т. е. в каждый котел. Применение центрального фосфатирования во всасывающую линию питательных насосов недопустимо из-за возможности зашламления питательного тракта. Ввод фосфатов производится насосами-дозаторами, устанавливаемыми согласно инструкции по два на каждый котел. При подаче питательной воды в котел по двум магистралям раствор фосфата следует вводить в обе магистрали на расстоянии 4—5 м от барабана.

Первоначальная доза фосфата, необходимого для создания в котловой воде надлежащей концентрации ионов PO_4^{3-}, приближенно определяется по формуле

$$A_1 = \frac{Vi}{10p}, \qquad (2\text{-}30)$$

где A_1 — количество технического фосфата, необходимого для первоначального создания в котловой воде надлежащей концентрации фосфатов, кг; V — водяной объем котла, м³; p — содержание PO_4^{3-} в применяемом техническом фосфате, %; для $Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$ $p=25\%$; для $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ $p=26{,}5\%$; для $NaH_2PO_4 \cdot 2H_2O$ $p=61\%$; для $(NaPO_3)_6$ $p=93\%$; для $Na_5P_3O_{10}$ $p=77{,}5\%$; правильнее эту величину следует принимать из технического анализа фосфата; i — требуемый избыток фосфатов в котловой воде поддерживается в соответствии с указаниями, данными [Л.20], мг/л (г/м³).

Количество фосфатов, необходимое для поддержания в работающем котле надлежащего избытка ионов PO_4^{3-}, может быть определено по формуле

$$A_2 = \frac{Q}{10p}(28{,}5Ж_{п.в} + 28{,}5Ж_{п.в}r + ri), \qquad (2\text{-}31)$$

где A_2 — необходимый часовой расход фосфата, кг/ч; Q — паропроизводительность котла, т/ч; $Ж_{п.в}$ — жесткость питательной воды, г-экв/м³; r — продувка котла в долях от его паропроизводительности, принятой за единицу; $28{,}5=0{,}3 \cdot 95$ — эквивалентная масса PO_4^{3-} в гидроксилопатите $Ca[Ca_3(PO_4)_2](OH)_2$.

Объем дозируемого в котел раствора фосфата может быть определен по формуле

$$V_ф = \frac{Q[28{,}5Ж_{п.в}(1+r)+ri]}{10C_ф\rho n}, \qquad (2\text{-}32)$$

где $V_ф$ — объем дозируемого в котел раствора, л/ч; $C_ф$ — концентрация дозируемого раствора фосфата, обычно принимается около 5%; ρ — плотность 5%-ного раствора фосфата, кг/л; n — отношение $PO_4^{3-} : Na_3PO_4=0{,}579$.

В качестве насосов-дозаторов при фосфатировании используются насосы типа НД завода «Ригахиммаш». Схема установки насосов-дозаторов такая же, как и на рис. 2-12.

2-7. ОБРАБОТКА КОНДЕНСАТОВ

Основной составляющей питательной воды паровых котлов является конденсат, возвращаемый потребителями пара.

Потребителями пара отопительно-производственных котельных являются:

1) подогреватели: сетевые, горячего водоснабжения, исходной или химически очищенной воды и т. п.;

2) подогреватели мазута;

3) технологические потребители предприятий, для которых сооружается котельная.

Загрязнение возвращаемых конденсатов возможно:

1) солями кальция, магния и натрия, мазутом за счет неплотностей подогревателей;

2) продуктами коррозии пароконденсатного тракта (особенно из-за углекислоты, образующейся в котле при разложении $NaHCO_3$ и Na_2CO_3);

3) в процессе производства примесями, зависящими от характера технологических процессов.

Если конденсат в процессе производства загрязнен примесями в количествах, удаление которых требует бо́льших затрат, чем подготовка соответствующего количества добавочной воды, то использование такого конденсата экономически не целесообразно. В каждом конкретном случае вопрос очистки конденсата должен решаться в соответствии со степенью его загрязнения и требованиями, установленными для данных паровых котлов.

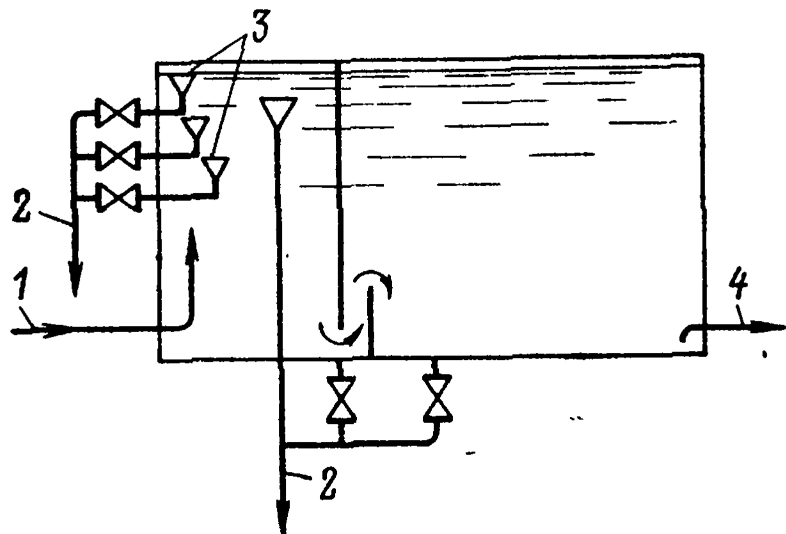


Рис. 2-13. Бак-отстойник конденсата.

1 — подвод загрязненного конденсата; 2 — сброс в дренаж; 3 — пробоотборное устройство; 4 — отвод отстоявшегося конденсата к насосу.

В котельных применяются следующие методы очистки конденсата: обезмасливание, очистка от мазута, обезжелезивание и умягчение.

а) ОБЕЗМАСЛИВАНИЕ КОНДЕНСАТОВ

Конденсат, загрязненный смазочными маслами и нефтепродуктами, может содержать этих примесей более 150 мг/л. При содержании масел более 10 мг/л обычно образуется неустойчивая эмульсия, поэтому первоначальная стадия очистки конденсата может осуществляться путем отстоя.

Отстой конденсата осуществляется в специальных баках-отстойниках, рассчитанных на 1,5—2 ч пребывания в них конденсата (рис. 2-13).

Принципиальная схема очистки конденсата от масла дана на рис. 2-14.

Загрязненный конденсат поступает в бак-отстойник *1*. В первом отсеке бака, отделенном вертикальной перегородкой, идущей от крышки бака, капли масла укрупняются и всплывают на поверхность; при помощи пробоотборного устройства *10* устанавливают уровень скопившегося в этом отсеке масла и периодически его удаляют.

Из первого отсека бака частично отстоявшийся конденсат поступает во второй отсек, откуда насосом *2* подается на механические фильтры *3*. Небольшая вертикальная перегородка, идущая от дна бака, задерживает в первом отсеке бака-отстойника механические примеси, вносимые конденсатом.

Механические фильтры загружаются нефтяным или каменноугольным коксом, дробленым антрацитом, термоантрацитом (возможно отработанным активированным углем); размер зерен фильтрующего материала 1—3 мм. Фильтрование замасленного конденсата через механические фильтры производится со скоростью 5—7 м/ч. Отключение фильтров на промывку производит-

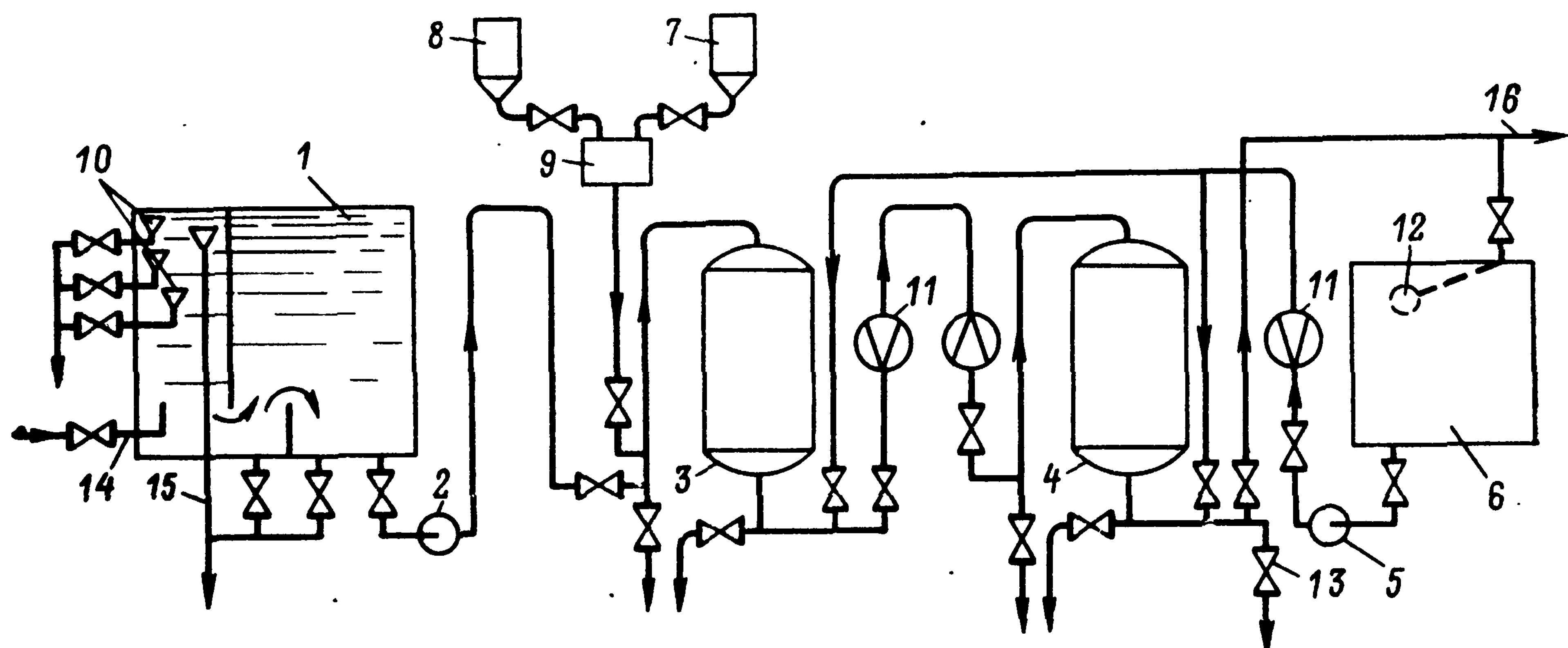


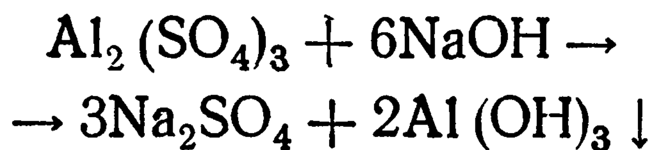
Рис. 2-14. Принципиальная схема очистки конденсата от масла (нефтепродуктов).

1 — бак-отстойник конденсата; *2* — насос загрязненного (отстоявшегося) конденсата; *3* — механический фильтр; *4* — фильтр активированного угля (ФАУ); *5* — насос для промывки фильтров; *6* — бак для промывки фильтров; *7* — мерник раствора коагулянта; *8* — мерник раствора щелочи; *9* — бак для получения хлопьев гидроокиси алюминия; *10* — пробоотборное устройство; *11* — расходомер показывающий; *12* — автоматический запорный клапан; *13* — отбор пробы очищенного конденсата; *14* — подвод загрязненного конденсата на очистку; *15* — сброс в дренаж; *16* — очищенный конденсат в деаэратор.

ся при достижении сопротивления фильтра примерно до 10 м вод. ст.

Содержание масла после механических фильтров составляет примерно 4—6 мг/л. Для улучшения процесса обезмасливания конденсата применяют периодическую (примерно 1 раз в сутки) подачу на механические фильтры хлопьев гидроокиси алюминия, которые на поверхности фильтра образуют пленку, хорошо адсорбирующую масло; остаточное содержание масла после механических фильтров составляет примерно 1—2 мг/л.

Приготовление суспензии гидроокиси алюминия осуществляется путем смешения 5—7%-ных растворов $Al_2(SO_4)_3$ и $NaOH$, дозируемых из мерников *7* и *8* в бак *9*. В результате реакции



$$Al_2(SO_4)_3 + 6NaOH \rightarrow$$
$$\rightarrow 3Na_2SO_4 + 2Al(OH)_3 \downarrow$$

образуются хлопья гидроокиси алюминия. Чтобы не увеличивать солесодержание конденсата, хлопья отделяют путем декантации в баке *9* и затем в фильтре *3* отмывают от сульфата натрия. Дозировка реагентов для получения хлопьев $Al(OH)_3$ осуществляется из расчета на 1 $м^3$ очищаемого конденсата:

$Al_2(SO_4)_3$ в размере 20—25 г/$м^3$;

$NaOH$ в размере 15—18 г/$м^3$.

Для лучшей адсорбции масел хлопьями коагулята pH конденсата должно быть в пределах 6,8—7,3. Хлопья $Al(OH)_3$ образуют пленку на поверхности фильтрующего материала в механическом фильтре, которая хорошо адсорбирует масла; хлопья гидроокиси с поглощенным маслом удаляются при взрыхляющей промывке фильтра. Взрыхление производится обезмасленным конденсатом с интенсивностью 10—12 л/(с·$м^2$) в течение 5—6 мин. Частота взрыхляющей промывки механического фильтра (с пленкой из гидроокиси алюминия или без нее) осуществляется по нарастанию сопротивления фильтра до допустимых пределов. Периодически фильтрующую загрузку механического фильтра промывают горячим раствором щелочи для более полного удаления масла и использованной гидроокиси алюминия. После механических фильтров очищаемый конденсат поступает в фильтры активированного угля (ФАУ) *4*.

Для загрузки ФАУ используется активированный уголь марки БАУ, КАД и др. с размером зерен 1—3,5 мм. Высота загрузки для ФАУ,

изготавливаемых ТКЗ, принимается 2,5 м, при использовании в качестве ФАУ натрий-катионитных фильтров — соответственно 2—2,5 м.

Скорость фильтрования на ФАУ принимается та же, что и на механических фильтрах (5—7 м/ч). В процессе фильтрования через слой активированного угля происходит сорбция масла. Остаточное содержание масла при этом в первое время снижается до следов, затем по мере истощения угля его содержание в фильтрате увеличивается и становится равным содержанию масла в поступающем на очистку конденсате.

До настоящего времени экономически целесообразных методов регенерации активированного угля не разработано, поэтому он используется однократно и по истощении заменяется новым материалом.

По данным ВТИ активированный уголь (при слое 1,5 м) способен задержать масла в количестве 25% массы сухого активированного угля, при этом содержание масла в фильтрате в среднем не превысит 0,5 мг/л. Например, ФАУ $D_у$=2000 способен выдавать 15 м³/ч обезмасленного конденсата примерно в течение 7 мес.

Взрыхление ФАУ производится обезмасленным конденсатом с интенсивностью 3—4 л/(с·м²) в течение 5—10 мин; взрыхление ФАУ производится 1 раз в 10—15 сут из бака *6*. При установке бака *6* на отметке более 8 м насос *5* для взрыхляющей промывки не устанавливается.

б) ОЧИСТКА КОНДЕНСАТА, ВОЗВРАЩАЕМОГО ОТ МАЗУТНОГО ХОЗЯЙСТВА

Пар в мазутном хозяйстве котельных используется в подогревателях мазута, резервуарах хранения мазута, лотках и нулевых емкостях. Общий расход пара в мазутном хозяйстве котельных составляет обычно от 1 до 20 т/ч.

Затраты на сложную очистку конденсата от мазута с получением нескольких тонн чистого конденсата экономически не оправдывались, поэтому конденсат от мазутного хозяйства обычно сбрасывался в дренаж. Ливневые стоки с территории мазутного хозяйства обязательно проходили установку для очистки от мазута, туда же сбрасывался обычно и конденсат, предварительно охлажденный (разбавлением) до 40°С.

Повышенные требования, предъявляемые к качеству сточных вод (закон об утверждении Основ водного законодательства Союза ССР и Союзных республик издан Верховным Советом СССР 10 декабря 1970 г.), заставили принять строгие меры как по ограничению сброса замазученных стоков, так и по полной и надежной их очистке.

Очистка конденсата по схемам со сбросом задержанного мазута в дренаж не имеет смысла даже при небольшом количестве сбросных вод, так как потребует сложных очистных сооружений. На Конаковской ТЭЦ впервые была осуществлена установка по очистке конденсата, возвращаемого от мазутного хозяйства без сброса стоков. Схема очистки конденсата, возвращаемого от мазутного хозяйства без сброса стоков, усовершенствованная для котельных Сантехпроектом, приведена на рис. 2-15.

Возвращаемый от мазутного хозяйства конденсат *1* и *2* охлаждается в теплообменниках *4* до температуры 95°С и поступает в баки-отстойники *5*, конструкция которых приведена на рис. 2-16. Отстоявшийся конденсат с содержанием мазута около 10 мг/л перфорированным коллектором со дна бака *5* отводится в расходный бак *6*, откуда насосами *8* подается на очистку. Очистка конденсата осуществляется на трех фильтрах (без резервных), работающих последовательно без сброса стоков. Отработанные фильтрующие материалы выгружаются

из фильтров вручную и сжигаются. В качестве первоначальной стадии обработки (после отстоя), задерживающей основную массу проскочившего мазута, устанавливается механический фильтр *9*, загруженный коксом или термоантрацитом — более дешевыми, чем активированный уголь. Когда фильтр загрязняется мазутом и сопротивление его возрастает более допустимых пределов ($h>10$ м вод. ст.), верхний слой или весь фильтрующий материал (устанавливается при эксплуатации) выгружается вручную и отправляется на сжигание. Во время перегрузки фильтра *9* установка работает по обводной линии, при этом контроль ведется более тщательно, чтобы мазут не попал на фильтры активированного угля (ФАУ) *10*, которые работают по скользящему графику: фильтр, загруженный свежим активированным углем, работает вначале в качестве второй ступени ФАУ. Когда периодический контроль сигнализирует о приближении содержания мазута в фильтре к допускаемой для установленных котлов норме, фильтр переключается на работу в качестве первой ступени ФАУ, а ФАУ, работавший в качестве первой ступени, загружается свежим активированным углем и вновь становится фильтром второй ступени ФАУ.

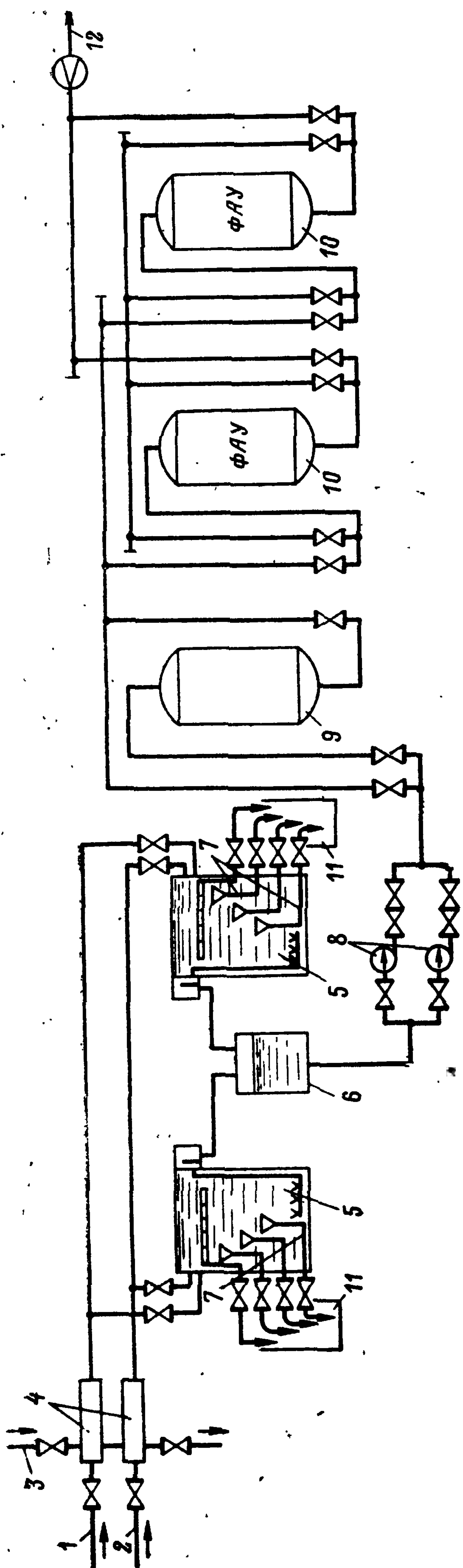


Рис. 2-15. Принципиальная схема очистки конденсата, возвращаемого от мазутного хозяйства котельных.

1 — конденсат от подогревателей мазута ($P = 10$ кгс/см²); *2* — конденсат от лотков, нулевых емкостей и резервуаров хранения мазута ($P = 6$ кгс/см²); *3* — исходная охлаждающая вода; *4* — охладитель конденсата; *5* — приемный бак-отстойник конденсата; *6* — расходный бак очищаемого конденсата; *7* — пробоотборное устройство. *8* — насос перекачки конденсата; *9* — механический фильтр; *10* — фильтр активированного угля (ФАУ); *11* — ведро для удаления отстоявшегося мазута; *12* — очищенный конденсат в деаэратор или на умягчение.

Описанная схема работы установки обеспечивает защиту ФАУ от проскоков мазута и дает значительную экономию в расходе дефицитного и дорогостоящего активированного угля, обеспечивая надежное удаление мазута из конденсата при отсутствии сбросных вод.

Бак-отстойник конденсата (рис. 2-16) работает с постоянным уровнем конденсата благодаря вертикальной перегородке *7* в кармане *6* для отвода отстоявшегося конденсата. Подвод загрязненного конденсата в бак и отвод отстоявшегося конденсата осуществляется перфорированными коллекторами *2* и *4*. Удаление отстоявшегося мазута

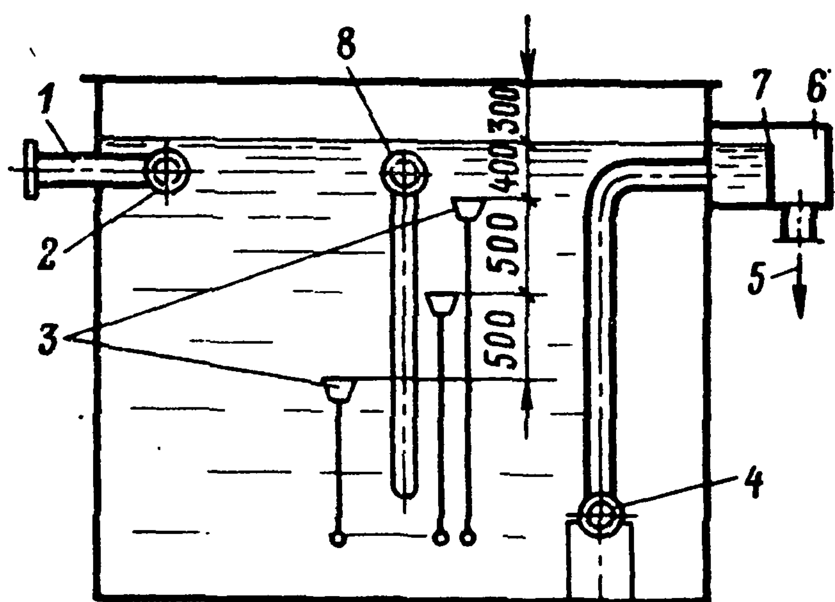


Рис. 2-16. Бак-отстойник конденсата.

1 — подвод загрязненного конденсата; 2 — перфорированный коллектор загрязненного конденсата (с отверстиями, направленными вниз); 3 — пробоотборное устройство; 4 — перфорированный коллектор для отвода отстоявшегося конденсата (отверстия сбоку коллектора); 5 — отвод отстоявшегося конденсата; 6 — карман для отвода конденсата; 7 — перегородка для поддержания постоянного уровня; 8 — отвод отстоявшегося мазута.

осуществляется через утопленный коллектор *8*. За уровнем отстоявшегося мазута наблюдают при помощи пробоотборного устройства *3*.

В схеме очистки конденсата от мазута (рис. 2-15) емкость баков *5* принимают из расчета примерно 2-часового отстоя. Скорости фильтрования на механических фильтрах и ФАУ принимают такими же, как и в схеме очистки производственного конденсата.

Сорбционная способность активированного угля по мазуту принимается 25% массы сухого активированного угля и уточняется при наладке.

в) ОЧИСТКА КОНДЕНСАТА ОТ ПРОДУКТОВ КОРРОЗИИ И УМЯГЧЕНИЕ

Химический состав продуктов коррозии, содержащихся в конденсате, исследован пока еще недостаточно, однако известно, что основными продуктами коррозии являются окислы железа — магнетит Fe_3O_4 и гематит αFe_2O_3 и гидроокиси — $Fe(OH)_3$ и $Fe(OH)_2$.

Продукты коррозии железа могут находиться в конденсате в виде механических примесей (размер частиц более 0,1 мкм) в коллоидно-дисперсном состоянии (размер частиц от 1 до 100 мкм), а также в истиннорастворенном состоянии. Анализом обычно определяется общее содержание железа.

Содержание продуктов коррозии особенно велико в пусковой период, когда с оборудования и трубопроводов смываются окислы железа, образовавшиеся при монтаже и предпусковой стоянке. Концентрация продуктов коррозии в возвращаемом с производства конденсате может быть самая различная в зависимости от характера пароиспользующего оборудования и схемы возврата конденсата. При нормальной эксплуатации пароконденсатного тракта решающим фактором образования окислов железа в конденсате является схема обработки воды, поступающей на питание паровых котлов.

При использовании схемы натрий-катионирования образовавшаяся за счет распада в котле $NaHCO_3$ и Na_2CO_3 углекислота вызывает затем коррозию пароконденсатного тракта. Следует в первую очередь принять все меры, устраняющие возможность протекания коррозионных процессов, и только после этого рассматривать вопрос очистки конденсата от продуктов коррозии.

По нормам технологического проектирования для ТЭЦ возвращаемый с производства конденсат должен иметь состав:

общая жесткость — не более 50 мкг-экв/л;

масла — не более 10 мг/л;

продукты коррозии в пересчете на ионы металлов (F, Cu и др.) — не более 0,5 мг/л;

Конденсат, возвращаемый в котельные, имеет значительно большие количества загрязняющих веществ (примерно в 10 раз), при этом требуется осуществление таких схем обработки, которые бы обеспечили требования, предъявляемые установленным оборудованием.

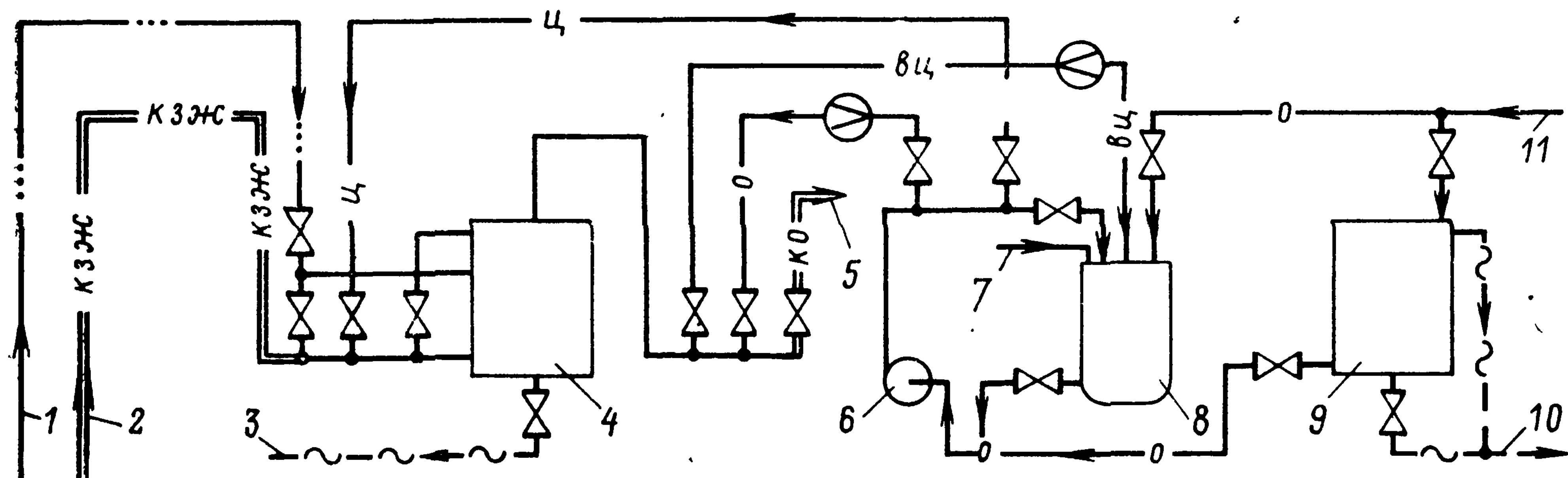


Рис. 2-17. Схема обезжелезивания конденсата в целлюлозных фильтрах намывного типа.

1 — сжатый воздух; *2* — зажелезенный конденсат; *3* — сброс целлюлозы в золоотвал; *4* — целлюлозный намывной фильтр; *5* — обезжелезенный конденсат; *6* — насос для намыва целлюлозы; *7* — загрузка целлюлозы; *8* — гидроразбиватель целлюлозы; *9* — бак осветленной воды; *10* — дренаж; *11* — осветленная вода.

Для очистки конденсата от окислов железа используется следующая аппаратура:

1. Целлюлозные фильтры намывного типа (так называемые набивные фильтры требуют значительных затрат труда и времени на перегрузку целлюлозы и поэтому применяются редко).

2. Механические (одно-, двух- и трехкамерные) или водород-катионитные фильтры с использованием в них сульфоугля (при температуре конденсата до 90°С) или катионита КУ-2 (при температуре конденсата до 120°С).

3. Электромагнитные аппараты и намывные ионитные фильтры.

Намывные целлюлозные фильтры изготавливаются Таганрогским котельным заводом (см. табл. 7-1), расчетные данные по ним приведены в § 5-9.

Схема обезжелезивания конденсата на целлюлозных фильтрах намывного типа приведена на рис. 2-17.

При обезжелезивании конденсата сульфоуглем или катионитом КУ-2 высота фильтрующего слоя принимается 0,8 м (при использовании двух- и трехкамерных фильтров — 0,8 м в каждой камере). В фильтрах обезжелезивания предусматривается периодическая промывка фильтрующего слоя раствором кислоты для отмывки от окислов железа. При установке для обезжелезивания механических фильтров периодическая гидровыгрузка фильтрующего материала производится в специально установленный для этого водород-катионитный фильтр с

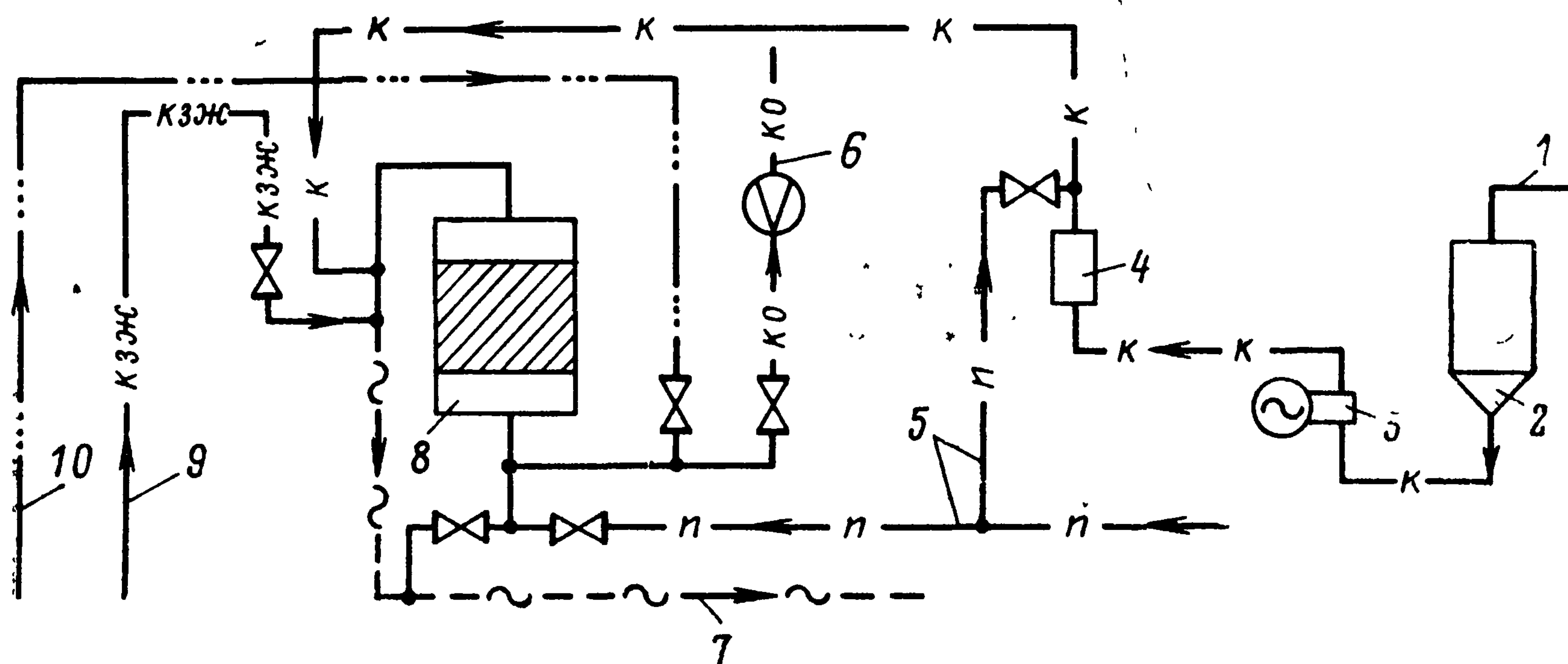


Рис. 2-18. Схема обезжелезивания конденсата на водород-катионитных фильтрах, загруженных сульфоуглем.

1 — серная кислота; *2* — мерник серной кислоты; *3* — насос-дозатор кислоты типа НД; *4* — воздушный колпак; *5* — конденсат от насосов; *6* — обезжелезенный конденсат; *7* — дренаж; *8* — водород-катионитный фильтр второй ступени; *9* — зажелезенный конденсат; *10* — сжатый воздух.

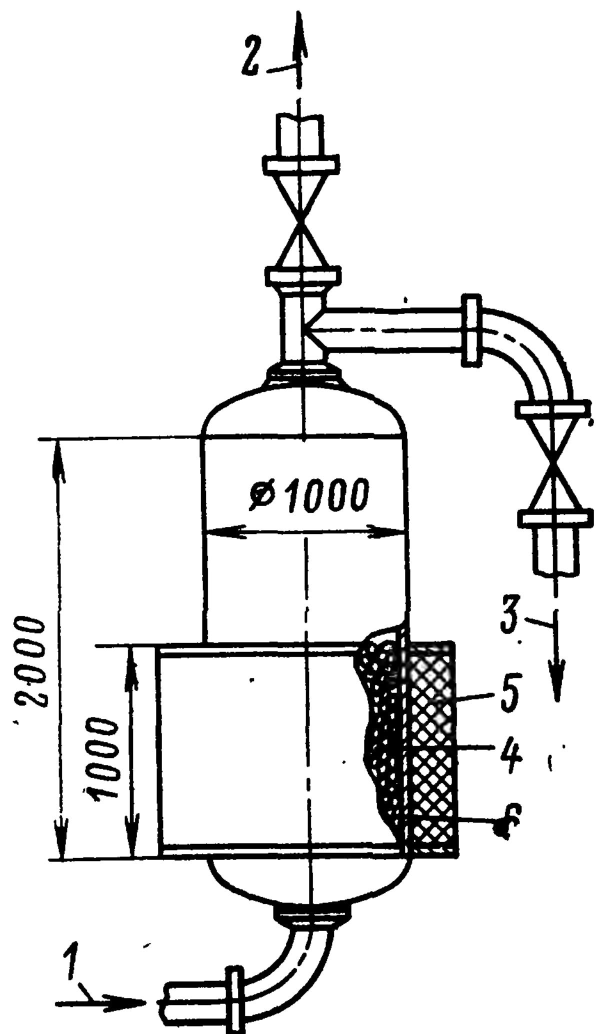


Рис. 2-19. Схема электромагнитного фильтра, заполненного стальными шариками.

1 — вход конденсата; *2* — выход конденсата; *3* — слив конденсата в дренаж при отмывке фильтра от задержанных продуктов коррозии; *4* — стальные намагничивающиеся шарики; *5* — электромагнитная катушка для создания магнитного поля; *6* — корпус фильтра, изготовленный из немагнитной стали.

подводом к нему для регенерации раствора кислоты и сжатого воздуха.

Схема обезжелезивания в водород-катионитном фильтре, загруженном катионитом (сульфоуголь или КУ-2), приведена на рис. 2-18.

Расчетные данные для обезжелезивания на механических или водород-катионитных фильтрах приведены в § 5-10. Удаление окислов железа может осуществляться на магнитных фильтрах, устанавливаемых перед катионитными; магнитные частицы улавливаются этим фильтром, а частицы, находящиеся в коллоидном состоянии, после прохождения магнитного поля намагничиваются и слипаются (происходит так называемая магнитная коагуляция) и задерживаются фильтрующим слоем катионитного фильтра. На рис. 2-19 приведен электромагнитный фильтр производительностью 1000 т/ч [Л. 16].

Фильтр диаметром 1 м заполнен на высоту 1000 мм шариками диаметром 6 мм из специальной магнитной стали или стали типа армко. Корпус фильтра выполнен из аустенитной (немагнитной) стали. Вокруг корпуса по высоте засыпки омагничиваемыми шариками выполняется электромагнитная катушка.

Фильтрование производится снизу вверх со скоростью 1000 м/ч. При начальном содержании в конденсате железа 15—20 мкг/л эффект обезжелезивания составляет 90%; при этом вместе с ферромагнитными примесями задерживаются и немагнитные загрязнения (масла, немагнитные металлы и пр.). Железоемкость фильтра составляет 2 г/кг шариковой загрузки.

Промывка фильтра производится 1 раз в неделю. Для этого сначала снимается магнитное поле (выключением электрического тока), затем закрывается задвижка *2* и открывается задвижка *3* на 20 сек.

Конденсат, загрязненный солями жесткости, умягчается на натрий-катионитной установке. Натрий-катионитный фильтр принимается по конструкции второй ступени, расчетные данные для которого приведены в § 5-3. Загрузка фильтра производится катионитом КУ-2 при температуре обрабатываемого конденсата выше 70°С.

Раздел третий

НОРМЫ КАЧЕСТВА ВОДЫ И ПАРА[1]

3-1. НОРМЫ КАЧЕСТВА ПИТАТЕЛЬНОЙ ВОДЫ И ПАРА

Согласно правилам Госгортехнадзора докотловая обработка воды должна предусматриваться для всех котлов паропроизводительностью более 0,7 т/ч, для котлов, имеющих экранные поверхности нагрева, независимо от паропроизводительности и давления, для неэкранированных котлов, сжигающих высококалорийное топливо — газ и мазут, и для всех водогрейных котлов.

Внутрикотловая обработка воды допускается: для неэкранированных котлов паропроизводительностью менее 0,7 т/ч и давлением пара до 14 кгс/см² (1,4 МПа), работающих на твердом топливе, для газотрубных и жаротрубных котлов, работающих на твердом топливе. Жесткость питательной воды в этих случаях не должна превышать 3 мг-экв/л.

Для паровых чугунных секционных котлов допускается применение внутрикотловой магнитной обработки воды при питании их исходной водой с преимущественно карбонатной жесткостью и при надежном удалении шлама.

Для водогрейных котельных с чугунными секционными котлами при закрытой системе теплоснабжения допускается применение магнитной обработки воды при соблюдении следующих условий:

а) подогрев воды в котле не выше 95°С;

б) омагничивание подпиточной воды и восстановление магнитных свойств воды, циркулирующей в системе (антирелаксационный контур);

в) карбонатная жесткость исходной воды не более 9 мг-экв/л;

г) при использовании артезианской воды с содержанием растворенного кислорода до 3 мг/л и $\Sigma Cl^- + SO_4^{2-} < 50$ мг/л — без деаэрации, при содержании кислорода более 3 мг/л или $\Sigma Cl^- + SO_4^{2-} > 50$ мг/л — с вакуумной деаэрацией при $\leqslant 70°$ С;

д) содержание железа F^{2+} не более 0,3 мг/л.

Нормы качества питательной воды для паровых котлов при докотловой обработке в соответствии с ГОСТ 20995-75 приведены в табл. 3-1.

Общую щелочность и сухой остаток питательной воды для паровых котлов не нормируют. Они обусловливаются выбранными методами обработки в соответствии с допустимыми размерами продувки котлов и качеством исходной воды.

Щелочность питательной воды при известной величине потерь и данной схеме обработки можно определить по формуле

$$Щ_{п.в} = \alpha_{о.в} Щ_{о.в} + (1 - \alpha_{о.в}) Щ_к, \quad (3\text{-}1)$$

где $Щ_{п.в}$ — щелочность питательной воды, мг-экв/л; $Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды, мг-экв/л; $Щ_к$ — щелочность конденсата, мг-экв/л; при отсутствии данных о качестве конденсата принимается $Щ_к = 0,05$ мг-экв/л; $\alpha_{о.в}$ — доля обработанной воды в питательной или, что то же, потери пара и конденсата в долях от паропроизводительности котельной.

Сухой остаток питательной воды при тех же условиях может быть определен по формуле

$$S_{п.в} = \alpha_{о.в} S_{о.в} + (1 - \alpha_{о.в}) S_к, \quad (3\text{-}2)$$

[1] Нормы составлены на основании многолетнего опыта эксплуатации оборудования и сетей и базируются на данных Госгортехнадзора, ЦКТИ, МО ЦКТИ, ВТИ, Центрэнергочермета и ряда выпущенных Госстроем «Строительных норм и правил» (СНиП).

Таблица 3-1

Нормы качества питательной воды для водотрубных котлов

Показатели	Норма для котлов с давлением, кгс/см² (МПа)		
	до 14 (1,4)	до 24 (2,4)	до 40 (4,0)
Содержание взвешенных веществ, мг/л	5	5	Не допускается
Общая жесткость, мкг-экв/л*	20/15	15/10	10/5
Содержание соединений Fe, мкг/л*	Не нормируется	200/100	100/50
Содержание соединений меди, мкг/л*	Не нормируется		Не нормируется/10
Содержание растворенного кислорода, мкг/л*	50/30	50/20	30/20
Значение pH при $t = 25°C$	8,5—9,5		
Содержание свободной углекислоты, мкг/л	Не допускается		
Содержание NO_2, мкг/л	Не нормируется		20
Содержание масел, мг/л	3	3	0,6

* В числителе указаны значения для котлов, работающих на твердом топливе, с локальным тепловым потоком 350 кВт/м² [$3\cdot10^5$ ккал/(м²·ч)], а в знаменателе—для котлов, работающих на газе и жидком топливе, а также для котлов, работающих на твердом топливе, с локальным тепловым потоком более 300 кВт/м² [$3\cdot10^5$ ккал/(м²·ч)].

Таблица 3-2

Нормы качества насыщенного и перегретого пара

Показатели	Нормы для котлов, работающих на давлении, кгс/см² (МПа)				
	промышленных		энергетических		
				ТЭЦ	ГРЭС
	14 (1,4)	24 (2,4)	40 (4,0)	40 (4,0)	40 (4,0)
Солесодержание (в пересчете на Na_2SO_4), мкг/кг	1000*	500*	300	300	200
Содержание свободной углекислоты, мкг/кг	20**	20**	20**	20	10
Содержание свободного аммиака, не связанного с углекислотой, мкг/кг	Не допускается				

* Для котлов без пароперегревателей допускается влажность пара до 1% (солесодержание не нормируется).

** Для установок, не имеющих разветвленной системы конденсатопроводов у потребителей пара и большого количества теплообменной аппаратуры, допускается содержание свободной углекислоты в паре до 100 мг/кг (централизованное потребление пара с вентиляцией паровых объемов теплоиспользующих аппаратов).

*** Допускаемое содержание связанного аммиака должно определяться по согласованию с потребителями технологического пара.

Примечание. Нормы соединений железа не распространяются на котлы с расположением солевых отсеков в зоне низких температур газов. При содержании соединений Fe в питательной воде более 300 мкг/л следует принимать меры к уменьшению отложений окислов железа.

где $S_{п.в}$ — сухой остаток питательной воды, мг/л; $S_к$ — сухой остаток конденсата, мг/л; при отсутствии данных о качестве конденсата принимается $S_к = 5$ мг/л.

Показатели качества питательной воды газожаротрубных котлов, работающих с докотловой обработкой воды, в соответствии с ГОСТ 20995-75 не должны превышать нижеследующих:

	Нормы для котлов, работающих: на твердом топливе	Нормы для котлов, работающих: на газе и жидком топливе
Содержание взвешенных веществ, мг/л	50	5
Общая жесткость, мкг-экв/л	100	30
Содержание растворенного кислорода, мкг/л	100	50

Качество насыщенного и перегретого пара в соответствии с ГОСТ 20995-75 должно отвечать нормам, приведенным в табл. 3-2.

Определение солесодержания пара производится электрометрическим методом с предварительной дегазацией, методом пламяфотометрии или концентрирования ионов (достаточно катионов) на ионитных фильтрах.

Качество воды, применяемой для впрыска при регулировании температуры перегретого пара, должно соответствовать следующим требованиям:

Общая жесткость, мкг-экв/л . Не более 3

Содержание соединений железа и меди, мкг/л . . . . По табл. 3-1

Солесодержание, мкг/л . . . . По табл. 3-2

3-2. НОРМЫ КАЧЕСТВА КОТЛОВОЙ ВОДЫ

При выборе схем обработки воды и при эксплуатации паровых котлов качество котловой (продувочной) воды нормируют по общему солесодержанию (сухому остатку); величина его обусловливается конструкцией сепарационных устройств, которыми оборудован котел, и устанавливается заводом-изготовителем.

Таблица

Солесодержание (сухой остаток) котловой воды котлов типа ДКВр (по данным Бийского котельного завода)

Нормируемый показатель	Котлы с одноступенчатым испарением: без пароперегревателя	Котлы с одноступенчатым испарением: с пароперегревателем	Котлы с двухступенчатым испарением и выносным циклонами: первая ступень испарения	Котлы с двухступенчатым испарением и выносным циклонами: вторая ступень испарения
Солесодержание котловой воды, мг/л	До 3000	До 1500	До 1500	До 6000—10 000

Примечания: 1. При неналаженной работе газомазутных горелок не следует допускать предельных значений солесодержания котловой воды второй ступени испарения.

2 Рекомендуемая величина сухого остатка учитывает возможное повышение производительности котлов при сжигании газа и мазута при соблюдении Инструкции БиКЗ „Паровые котлы ДКВр", 1969 г.

Солесодержание котловой воды для паровых котлов типа ДКВр по данным Бийского котельного завода приведено в табл. 3-3.

Величина сухого остатка котловой воды в первой ступени испарения (чистый отсек) определяется из уравнения:

$$S'_{к.в} = \frac{S''_{к.в}}{K_c}, \qquad (3\text{-}3)$$

Таблица 3-4

Солесодержание (сухой остаток) котловой воды

Тип котла	Паропроизводительность, т/ч	Рабочее давление кгс/см²	Солесодержание, мг/л: питательной воды	Солесодержание, мг/л: котловой воды
ГМ-50-14-250	50	14	350	7350
БГМ-35М-440	45	40	250	5000
ГМ-50-1 . . .	50	40	250	5000
БКЗ-75-39 . . .	75	40	250	7000
ДЕ и КЕ . . .	4—25	14	—	3000

где $S'_{к.в}$ и $S''_{к.в}$ — сухой остаток котловой воды соответственно в первой (чистый отсек) и во второй ступени испарения (соленый отсек), мг/л; K_c — солевая кратность, определяемая из уравнения

$$K_c=\frac{P+h}{P}, \qquad (3\text{-}4)$$

P — расчетная величина продувки котла (см. § 4-2) при максимально допустимом солесодержании котловой воды, %; h — паропроизводительность соленого отсека, % паропроизводительности котла; для котла ДКВр-20-13 $h=20\div30\%$ (по данным завода).

При получении в результате расчета значений солесодержания в чистом отсеке выше допустимых необходимо улучшать качество химически очищенной воды, так как в противном случае не обеспечивается гарантируемая заводом паропроизводительность котла на данном виде топлива.

Солесодержание котловой воды различных типов котлов, работающих с избыточным давлением 14—40 кгс/см², приведено в табл. 3-4.

Абсолютная величина щелочности котловой (продувочной) воды не нормируется. Минимальная щелочность котловой воды в чистом отсеке, а также в котле без ступенчатого испарения при питании котлов умягченной водой принимается не менее 1 мг-экв/л. Относительная щелочность котловой воды в процентах для защиты котельного металла от межкристаллитной коррозии принимается в соответствии с правилами Госгортехнадзора.

Расчетные нормы качества котловой воды при внутрикотловой обработке приведены в табл. 3-5.

Таблица 3-5

Расчетные нормы качества котловой воды при внутрикотловой обработке

Котлы	Показатель качества	Расчетная норма
Водотрубные без нижних барабанов и грязевиков	Сухой остаток, мг/л	2 500
	Щелочность, мг-экв/л	11
	Шламосодержание, мг/л	2 000
Водотрубные с нижними барабанами	Сухой остаток, мг/л	4 000
	Щелочность, мг-экв/л	16
	Шламосодержание, мг/л	12 000
Водотрубные с грязевиками	Сухой остаток, мг/л	4 500
	Щелочность, мг-экв/л	18
	Шламосодержание, мг/л	20 000
Газотрубные	Сухой остаток, мг/л	4 000
	Щелочность, мг-экв/л	14
	Шламосодержание, мг/л	5 000
Жаротрубные	Сухой остаток, мг/л	16 000
	Щелочность, мг-экв/л	25
	Шламосодержание, мг/л	7 000

Примечание. С целью более полного осаждения накипеобразователей в виде шлама минимальную щелочность котловой воды при внутрикотловой обработке рекомендуется поддерживать для всех котлов не ниже 7—10 мг-экв/л.

3-3. НОРМЫ КАЧЕСТВА ВОДЫ ДЛЯ ПОДПИТКИ ТЕПЛОВЫХ СЕТЕЙ

Нормы качества подпиточной воды для тепловых сетей с закрытой или открытой системой теплоснабжения принимаются по данным СНиП II-36-73 «Тепловые сети. Нормы проектирования», приведенным в табл. 3-6.

Вода для подпитки открытой системы водяных тепловых сетей должна отвечать также требованиям ГОСТ-2874-73 «Вода питьевая». Отступление от ГОСТ 2874-73 по содержанию железа до 0,7—0,8 мг/л и по прозрачности до 20 см по шрифту допускается по согласованию с местными органами санитарного надзора в следующих случаях: в период неполного освоения установок горячего водоснабжения — до 1—2 мес.; в период включения отопительных систем — до 7 дней; в период паводков.

Показатели коррозионной активности исходной водопроводной во-

Таблица 3-6

Нормы качества воды для подпитки тепловых сетей

Качественный показатель воды	Подогрев воды t, °С		
	До 75	76—100	101—200
Растворенный кислород, мг/л	0,1	0,1	0,05
Взвешенные вещества, мг/л	5	5	5
Карбонатная жесткость, мг-экв/л	1,5	0,7	0,7
Остаточная общая жесткость при использовании воды продувки котлов (допускается в закрытых системах теплоснабжения), мг-экв/л	—	0,1	0,05
Свободная углекислота	Отсутствие		
pH	6,5—8,5		
Условная сульфатно-кальциевая жесткость	—	—	В пределах величин, исключающих выпадение из раствора $CaSO_4$

Примечания: 1. При открытой системе теплоснабжения и при тепловых сетях горячего водоснабжения вода для подпитки, кроме того, должна удовлетворять требованиям ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая».

Продолжение табл. 3-6

2. Для закрытых систем теплоснабжения допускается принимать значения pH более 8,5.

3. Норма растворенного кислорода в воде для подпитки 0,1 мг/л при максимальной температуре подогрева сетевой воды до 75°С должна учитываться только при агрессивной исходной воде (см. табл. 3-7). При слабоагрессивных и неагрессивных водах, а также при методах обработки воды ингибиторами содержание кислорода в воде для подпитки тепловых сетей не нормируется.

ды для подпитки тепловых сетей горячего водоснабжения приведены в табл. 3-7.

Предельная величина условной сульфатно-кальциевой жесткости определяется из уравнения

$$[Ca^{2+}][SO_4^{2-}]f_{II}^2 = ПP_{CaSO_4}, \qquad (3\text{-}5)$$

где $[Ca^{2+}]$ и $[SO_4^{2-}]$ — концентрации иона кальция и сульфат-иона, г-ион/л; f_{II}^2 — коэффициент активности двухвалентных ионов,

$$\lg f_{II} = -2\frac{\sqrt{\mu}}{1+\sqrt{\mu}}, \qquad (3\text{-}6)$$

где μ — ионная сила раствора, равная полусумме произведений концентраций всех ионов, выраженных в г-ион/л, на квадрат их валентности; $ПP_{CaSO_4}$ — произведение растворимости, принимается в зависимости от температуры воды:

Температура сетевой воды, °С	90	100	120	160	200
$ПP_{CaSO_4}\cdot 10^6$	10,3	7,6	3,7	0,93	0,24

Таблица 3-7

Показатели коррозионной активности исходной водопроводной воды для подпитки сетей горячего водоснабжения (нагрев в сети до 75°С)

Исходная вода	Индекс равновесного насыщения воды карбонатом кальция J при 60°С	Концентрация в холодной воде, мг/л: растворенного кислорода O_2	Концентрация в холодной воде, мг/л: сумма хлоридов и сульфатов $Cl^- + SO_4^{2-}$	Коррозионная характеристика нагретой воды
Поверхностная	$\leq -1{,}0$	10—14	Любая	Сильноагрессивная
То же	$-1{,}0 < J < 0$	10—14	> 50	
Поверхностная	$-1{,}0 < J < 0$	10—14	≤ 50	Агрессивная
То же	≥ 0	10—14	≥ 50	»
Артезианская	≥ 0	2—4	> 50	»
Поверхностная	> 0	10—14	< 50	Слабоагрессивная
Артезианская	> 0	2—5	< 50	Неагрессивная

Примечание. Показатели для оценки коррозионной активности исходной воды принимаются по наихудшему их состоянию в течение года.

Качество сетевой воды должно удовлетворять всем требованиям, предъявляемым к качеству подпиточной воды. Должна быть обеспечена невозможность загрязнения обратной сетевой воды растворенным кислородом и солями жесткости.

При подогреве воды ниже 95°С применение магнитной обработки воды допускается при соблюдении условий, изложенных в § 2-3, в водогрейных котельных с чугунными секционными котлами при закрытых системах водоснабжения.

3-4. ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ СТОЧНЫХ ВОД

Закон об охране окружающей среды выдвинул на первое место вопрос об охране водоемов от загрязненных стоков. Сброс сточных вод от водоподготовительных установок, котельных, бойлерных и т. п. должен отвечать правилам охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами. Качественный состав сбрасываемых стоков должен соответствовать табл. 3-8.

Таблица 3-8

Общие требования к составу и свойствам воды водоемов

Показатели состава и свойств воды водоемов*	Виды водоиспользования	
	хозяйственно-питьевое водоснабжение и водоснабжение пищевых предприятий	для купания, спорта и отдыха населения, а также водоемы в черте населенных мест
Взвешенные вещества	Содержание взвешенных веществ не должно увеличиваться более, чем на:	
	0,25 мг/л	0,75 мг/л
Плавающие примеси	На поверхности водоемов не должны образовываться плавающие пленки, пятна минеральных масел и скопление других примесей	
Запахи, привкусы	Вода не должна приобретать запахов и привкусов более двух баллов	
Окраска	Не должна обнаруживаться в столбике:	
	20 см	10 см
Реакция	Не должна выходить за пределы 6,5—8,5 pH	
Минеральный состав	Не должен превышать по плотному остатку 1000 мг/л, в том числе хлоридов 350 и сульфатов 500 мг/л	Нормируется по показателю „привкусы"
Растворенный кислород	Не должен быть менее 4 мг/л в любой период года в пробе, отобранной до 12 ч дня	
Биохимическая потребность в кислороде	Полная потребность воды в кислороде при 20°С не должна превышать:	
	3 мг/л	6 мг/л

* В воде должны отсутствовать возбудители заболеваний и ядовитые вещества.

Раздел четвертый

ВЫБОР СХЕМ ОБРАБОТКИ ВОДЫ

4-1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

До 1972 г., когда был принят закон об охране окружающей среды, выбор схем обработки воды производился в зависимости от качества исходной воды, требований потребителей к обрабатываемой воде, санитарных требований и технико-экономических соображений.

После принятия закона о защите водоемов от загрязнений, сбрасываемыми стоками, и запрещении использования подземных вод на не-

питьевые нужды главной задачей при выборе схем обработки воды стало решение вопроса о выборе источника водоснабжения и возможности сброса стоков от водоподготовки.

Переработка стоков от водоподготовительных установок котельных до настоящего времени не имеет приемлемых решений.

Для стоков, содержащих легкорастворимые соли, нецелесообразно применять упаривание до твердого состояния и фильтрование на фильтр-прессах или центрифугах, поскольку эти соли нельзя сбрасывать на шламовые площадки (они снова попадут в водоемы с атмосферными осадками), а закапывать их в землю слишком сложно.

Остается реальным пока либо разбавление стоков от водоподготовки и продувки котлов до допустимой Госсанинспекцией и Рыбводхозом концентрации промышленными стоками, содержащими эти соли в меньших количествах, либо применение схем обработки воды, исключающих или снижающих нормируемые концентрации веществ.

Поскольку из закона вытекает необходимость применять в котельных в основном поверхностные воды, целесообразнее использовать воду из технического водопровода и осуществлять универсальную схему, удовлетворяющую целому ряду требований (как, например, известкование с коагуляцией). Эта схема позволяет частично умягчить воду, снизить содержание железа, кремния и органических веществ, щелочность и солесодержание исходной воды, удалить растворенную углекислоту (агрессивную и равновесную), но главное преимущество этой схемы заключается в том, что все удаляемые вещества выпадают в виде практически нерастворимых в воде веществ, которые на шламовых площадках не будут растворяться атмосферными осадками.

Полное осаждение солей жесткости возможно при более высоких температурах (70—90°С); избытком извести осаждаются кальций и магний, при этом магниевые соли постоянной жесткости образуют кальциевую жесткость, осаждаемую содой.

Содовое умягчение в осветлителях является пока методом экспериментальным, но единственно приемлемым по условиям сбрасываемых стоков. Применение содо-известкового метода для паровых котлов не исключает необходимости применения натрий-катионирования для глубокого умягчения, но сброс стоков от катионитных фильтров будет незначительным.

Выбор схем обработки воды осуществляют на основании норм, приведенных в разд. 3, и в зависимости от качества исходной воды. При этом следует применять методы, исключающие использование агрессивных реагентов, так как в этом случае возникает необходимость в обеспечении специальной противокоррозионной защиты оборудования, трубопроводов и арматуры, что усложняет аппаратурное оформление и эксплуатацию. Схемы следует осуществлять по возможности прямоточные без промежуточного перекачивания воды. Необходимо учитывать опыт эксплуатации установок, работающих в аналогичных условиях. Для поверхностных вод в схемах без известкования в целях обеспечения оптимальных условий проведения технологического процесса перед проектированием следует проводить в лабораторных условиях пробную коагуляцию и обезжелезивание воды.

4-2. ВЫБОР СХЕМ ОБРАБОТКИ ВОДЫ ДЛЯ ПАРОВЫХ КОТЛОВ

Основными критериями выбора схем обработки воды для паровых котлов являются: величина продувки котлов, содержание углекис-

лоты в паре и относительная щелочность котловой воды.

Размер продувки котлов определяют по сухому остатку; в предварительных расчетах при выборе схемы обработки воды из формулы

$$P = \frac{S_{о.в}\alpha_{о.в}100}{S_{к.в} - S_{о.в}\alpha_{о.в}}, \qquad (4\text{-}1)$$

где P — размер продувки по сухому остатку, % паропроизводительности; $\alpha_{о.в}$ — доля обработанной воды в питательной; $S_{о.в}$ — сухой остаток обработанной воды, мг/л; $S_{к.в}$ — сухой остаток котловой воды для принятого в проекте типа котла, мг/л; принимается по паспортным и эксплуатационным данным.

Расчетная величина продувки для котлов давлением, меньшим или равным 14 кгс/см², не должна превышать 10%, для котлов давлением 20 кгс/см² — 7% и для котлов давлением до 40 кгс/см² — 5% паропроизводительности.

Определение величины продувки ведется для режима максимальных потерь пара и конденсата, выраженных в процентах от паропроизводительности котельной. Для снижения величины продувки рекомендуется: а) улучшение сепарационных устройств котла — внутрибарабанные циклоны, ступенчатое испарение, ступенчатое испарение с выносными циклонами; б) усложнение схемы водоподготовки, обеспечивающее снижение солесодержания.

Относительная щелочность котловой воды равна относительной щелочности обработанной воды (разбавление конденсатом и концентрирование солей в котле величину относительной щелочности не изменяет) и определяется по формуле:

$$Щ_{от}^{к.в} = Щ_{от}^{о.в} = \frac{40Щ_{о.в}\cdot 100}{S_{о.в}}, \qquad (4\text{-}2)$$

где $Щ_{от}^{к.в}$ — относительная щелочность котловой воды, %;

$Щ_{от}^{о.в}$ — относительная щелочность обработанной воды, %;

$Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды, мг-экв/л;

$S_{о.в}$ — сухой остаток обработанной воды, мг/л;

40 — эквивалент NaOH.

Щелочность обработанной воды следует принимать: для схем натрий-катионирования — равной щелочности исходной воды; для схем коагуляции — натрий-катионирования — за вычетом из щелочности исходной воды дозы вводимого коагулянта; для схем с предварительным известкованием — примерно 1 мг-экв/л; для схем водород-натрий-катионирования и аммоний-натрий-катионирования (условно) — 0,5—0,7 мг-экв/л; для схем водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров — 0,7—1,0 мг-экв/л.

При механическом или термическом перенапряжении котельного металла и при наличии неплотностей в котельных швах или местах вальцовки труб, где котловая вода может упариваться до концентрации едкого натра 5—10%, высокая относительная щелочность может вызвать межкристаллитную коррозию или так называемую каустическую хрупкость котельного металла.

Согласно правилам Госгортехнадзора «относительная щелочность котловой воды для паровых котлов не должна превышать 20%. В паровых котлах со сварными барабанами может быть допущено повышение относительной щелочности котловой воды сверх допустимой нормы при принятии мер по предупреждению межкристаллитной коррозии металла».

При величине относительной щелочности обработанной воды более 20% необходимо предусматривать ее нитратирование.

Выбор схемы, снижающей щелочность исходной воды (количест-

во связанной углекислоты), обусловливается содержанием углекислоты в паре.

Содержание углекислоты в паре в расчетах по выбору схем обработки воды принимается в зависимости от схемы потребления пара:

а) при централизованном потреблении пара до 100 мг/кг при обязательном осуществлении вентиляции парового объема и пароиспользующей аппаратуры; надежное удаление углекислоты при этом должно защитить оборудование и конденсатопроводы от углекислотной коррозии;

б) при разветвленной сети потребителей пара не выше 20 мг/кг.

Для предотвращения углекислотной коррозии пароиспользующей аппаратуры и пароконденсатного тракта рекомендуется проводить следующие мероприятия: дегазацию конденсата в пароиспользующих аппаратах (при содержании углекислоты в паре более 3—5 мг/кг); аминирование питательной воды, если потребители пара допускают наличие аммиака в известной концентрации (дозируется 0,4 мг аммиака на 1 мг/кг свободной углекислоты); применять схемы обработки воды, снижающие содержание связанной углекислоты в исходной воде.

Концентрацию углекислоты в паре определяют при отсутствии деаэрации питательной воды или при использовании деаэраторов типа ДСА (без барботажа) по формуле:

$$CO_2 = 22Щ_{о.в}\alpha_{о.в}(1+\sigma), \quad (4\text{-}3)$$

где CO_2 — концентрация углекислоты в паре, мг/кг; $Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды, мг-экв/л; σ — доля разложения Na_2CO_3 в котле, принимается по графику (рис. 4-1); $\alpha_{о.в}$ — доля обработанной воды в питательной.

Концентрацию углекислоты в паре при деаэрации питательной воды с барботажем определяют по формуле:

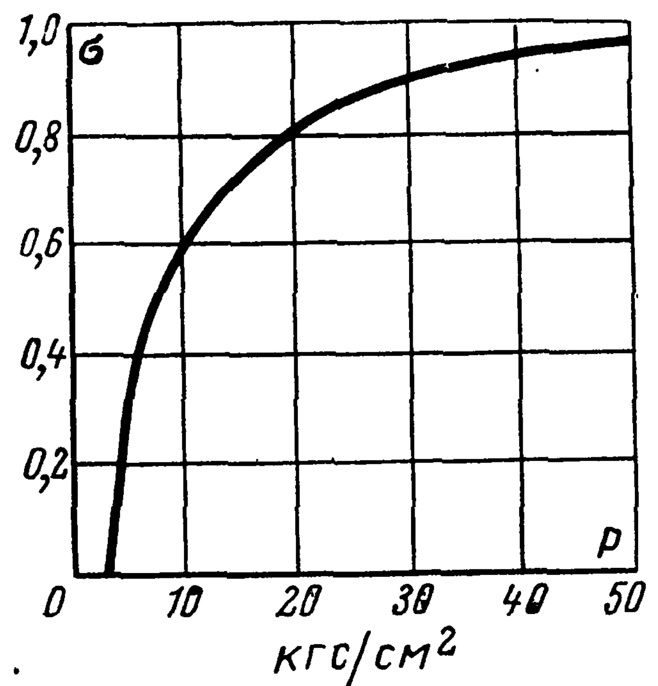


Рис. 4-1. Зависимость разложения Na_2CO_3 от давления в котле.

σ — разложение Na_2CO_3 в долях единицы; p — давление в котле.

$$CO_2 = 22Щ_{о.в}\alpha_{о.в}(\sigma_1+\sigma), \quad (4\text{-}4)$$

где σ_1 — доля разложения $NaHCO_3$ в котле, равная примерно 0,4 (60% разлагается в барботажном деаэраторе).

Выбор схемы обработки воды для паровых котлов осуществляется в соответствии с рекомендациями, изложенными в § 4-1 и учитывающими вопросы стоков от водоподготовительной установки.

Для приготовления питательной воды для паровых котлов рекомендуются следующие схемы обработки воды:

а) натрий-катионирование — при водоснабжении котельной от хозяйственно-питьевого водопровода и если эта схема допустима по величине продувки котлов, концентрации углекислоты в паре, относительной щелочности; для экранированных котлов, требующих глубокого умягчения, применяют, как правило, двухступенчатое натрий-катионирование;

б) натрий-катионирование с дозировкой нитратов в обработанную воду или натрий-катионирование после схем, снижающих щелочность исходной воды;

в) водород-натрий-катионирование (параллельное или последовательное с «голодной» регенерацией

водород-катионитных фильтров) — для обработки воды из хозяйственно-питьевого водопровода, когда требуется снижение щелочности, солесодержания и углекислоты в паре;

г) натрий-хлор-ионирование — для обработки воды хозяйственно-питьевого водопровода, когда требуется снижение щелочности и концентрации углекислоты в паре и величина продувки котлов не превышает нормы;

д) аммоний-натрий-катионирование — для обработки воды из хозяйственно-питьевого водопровода, когда требуется снижение щелочности, солесодержания котловой воды и концентрации углекислоты в паре и одновременно допускается наличие в паре аммиака;

е) схемы, перечисленные в пп. «а»—«г», с предварительным осветлением и коагуляцией — для поверхностных вод;

ж) известкование в осветлителях и фильтрование на механических фильтрах — для поверхностных вод, когда требуется осветление, коагуляция, снижение щелочности (удаление связанной углекислоты), обезжелезивание известкование с дозировкой соды в осветлителях при $t=50\div70°C$ (схема экспериментальная) — для максимального удаления солей жесткости в виде нерастворимых осадков.

Для обезжелезивания артезианских вод, обычно содержащих железо в виде F^{2+}, рекомендуется схема: аэрация, обезжелезивание на фильтре, загруженном сульфоуглем (с нанесенными на него окислами железа).

Для паровых котлов, допускающих внутрикотловую обработку, осуществляется соответствующая составу исходной воды дозировка щелочных реагентов в питательную воду, магнитная обработка воды или докотловое термохимическое умягчение исходной воды при обязательном удалении шлама.

4-3. ГРАФИЧЕСКИЙ МЕТОД ВЫБОРА СХЕМ ОБРАБОТКИ ВОДЫ ДЛЯ ПАРОВЫХ КОТЛОВ ТИПА ДКВр

Для сокращения затрат времени при выполнении аналитических расчетов по выбору схем обработки воды ниже приводится графический метод выбора схемы для паровых котлов типа ДКВр. По графикам проверяется возможность применения наиболее простой схемы натрий-катионирования по трем показателям: продувке котлов по сухому остатку, относительной щелочности котловой воды и концентрации углекислоты в паре. Окончательное решение по выбору схемы обработки воды принимается в соответствии с рекомендациями, изложенными в § 4-1.

Приняты следующие обозначения:

$S_{и.в}$ — сухой остаток исходной воды, мг/л;

$S_{к.в}$ — сухой остаток котловой воды, мг/л;

$S_{о.в}$ — сухой остаток обработанной воды, мг/л;

ΔS — увеличение сухого остатка исходной воды при обработке ее по схеме натрий-катионирования, мг/л;

$Ж_{и.в}$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л;

$Ж_{к}$ — карбонатная жесткость исходной воды, мг-экв/л;

$Ж_{Ca}$ — кальциевая жесткость исходной воды, % общей жесткости;

$Ж_{Mg}$ — магниевая жесткость исходной воды, % общей жесткости;

$Щ_{от}$ — относительная щелочность, %;

$Щ_{и.в}$ — щелочность исходной воды, мг-экв/л;

$Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды, мг-экв/л;

$Щ_{к.в}$ — щелочность котловой воды, мг-экв/л;

$\alpha_{о.в}$ — доля обработанной воды в питательной или, что то же, потери пара и конденсата в долях от паропроизводительности котельной;

P — продувка котлов, %.

Для графического выбора схем обработки воды, помимо качественных показателей исходной воды, необходимы следующие данные: тип котла, чтобы установить, какими сепарационными устройствами оборудован котел, т. е. каким графиком пользоваться для определения величины продувки котлов, деаэрация должна осуществляться с барботажем пара.

Пример. В котельной установлены котлы типа ДКВр-20-13 (сухой остаток) котловой воды $S_{к.в}=10\,000$ мг/л. Доля химически обработанной воды в питательной $\alpha_{о.в}=0{,}5$; деаэрация питательной воды проводится в барботажном деаэраторе. Исходная вода из хозяйственно-питьевого водопровода имеет качественные показатели: $S_{и.в}=1000$ мг/л; $Ж_{и.в}=10$ мг-экв/л; $Ж_к=Щ_{и.в}=7$ мг-экв/л; $Ж_{Ca}=51\%$ от $Ж_{и.в}$; $Ж_{Mg}=49\%$ от $Ж_{и.в}$.

По графику на рис. 4-2 определяем величину ΔS, на которую увеличивается сухой остаток воды при ее обработке по схеме натрий-катионирования. Для этого на оси ординат находим точку *А*, отвечающую величине общей жесткости $Ж_{и.в}=10$ мг-экв/л, и проводим из нее параллельную оси абсцисс, до пересечения с лучом, соответствующим кальциевой жесткости $Ж_{Ca}=51\%$ (точка *Б*). Из точки *Б* опускаем перпендикуляр на ось абсцисс, на которой дано увеличение сухого остатка при обработке воды по схеме натрий-катионирования: точка *В* соответствует $\Delta S \approx 70$ мг/л. Следовательно, сухой остаток воды, обработанной по схеме натрий-катионирования, будет $S_{о.в}=1000+70=1070$ мг/л.

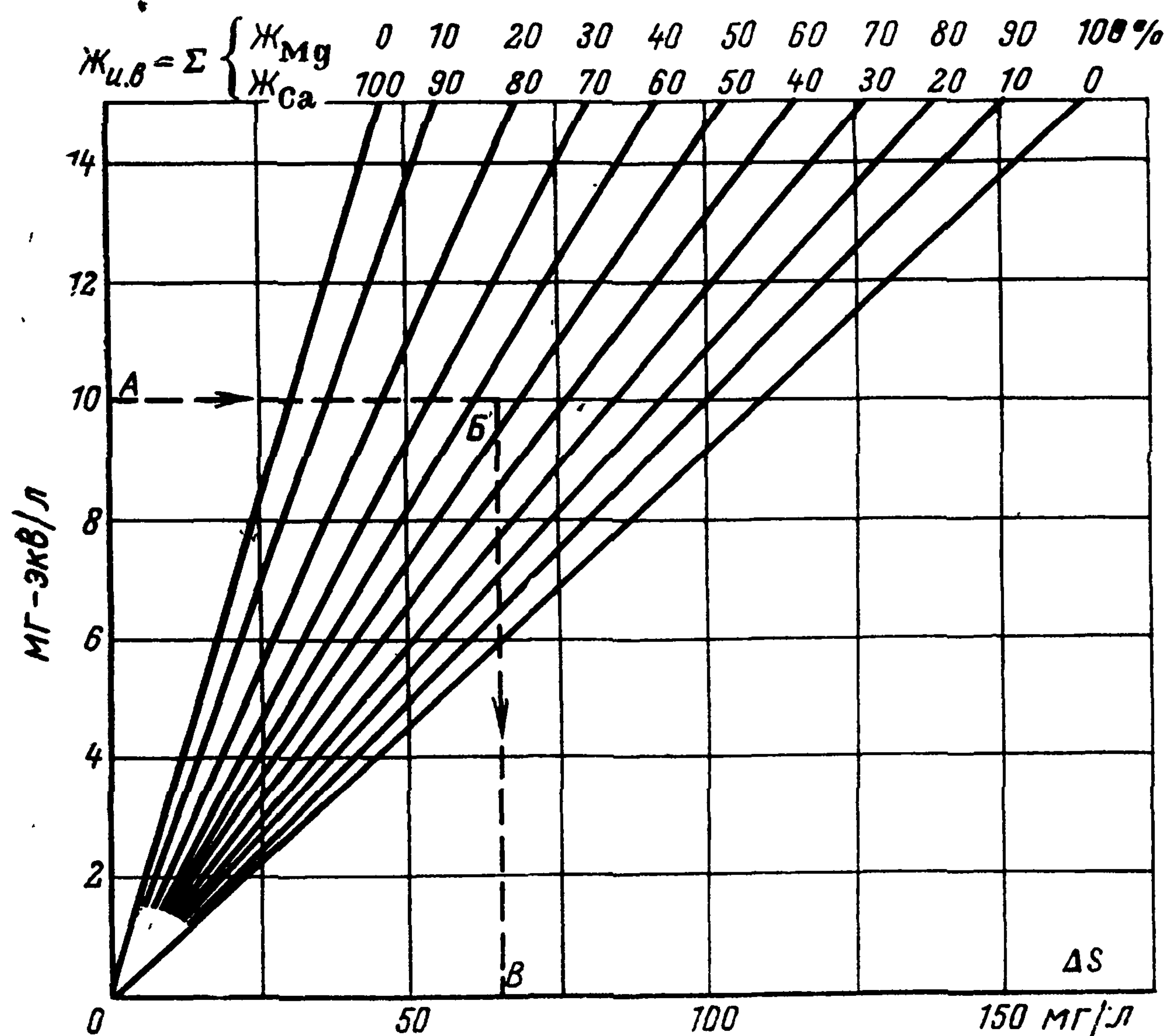


Рис. 4-2. Увеличение сухого остатка воды (ΔS) при ее обработке по схеме натрий-катионирования в зависимости от жесткости исходной воды ($Ж_{и.в}$).

По графику на рис. 4-3 определяем возможность применения схемы натрий-катионирования по концентрации углекислоты в паре. Для этого из точки *Ж* на оси абсцисс, соответствующей $\alpha_{о.в}=0{,}5$, восстанавливаем перпендикуляр до точки *И* пересечения с линией, параллельной оси абсцисс, проведенной из точки *Е*, соответствующей щелочности обработанной воды, равной щелочности исходной воды, т. е. $Щ_{о.в}=Щ_{и.в}=7$ мг-экв/л. Точка *И* лежит в области применения схем обработки воды, обеспечивающих снижение щелочности исходной воды, т. е. схема натрий-катионирования по содержанию углекислоты в паре неприменима.

По графику на рис. 4-4 определяем возможность применения схемы чистого натрий-катионирования по от-

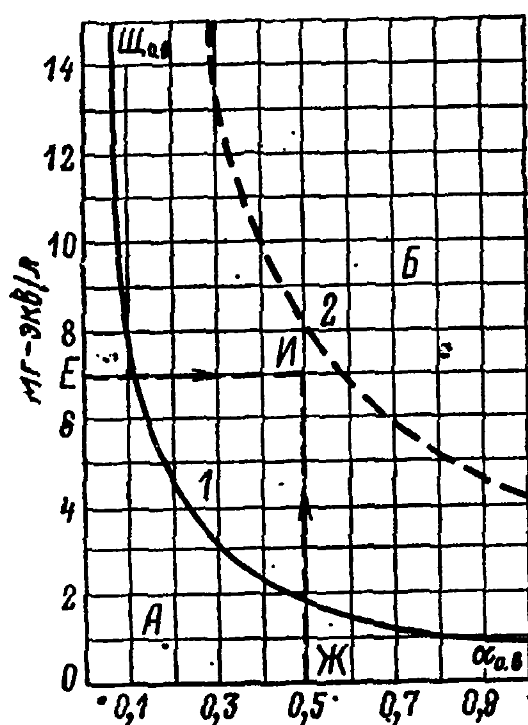


Рис. 4-3. Определение возможности применения схемы натрий-катионирования по концентрации углекислоты в паре (при барботажной деаэрации).

$Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды; $\alpha_{о.в}$ — доля обработанной воды в питательной; $А$ — область применения схемы натрий-катионирования; $Б$ — область схем со снижением концентрации углекислоты; 1 — концентрация углекислоты в паре $CO_2 = 20$ мг/кг; 2 — концентрация углекислоты в паре $CO_2 = 100$ мг/кг.

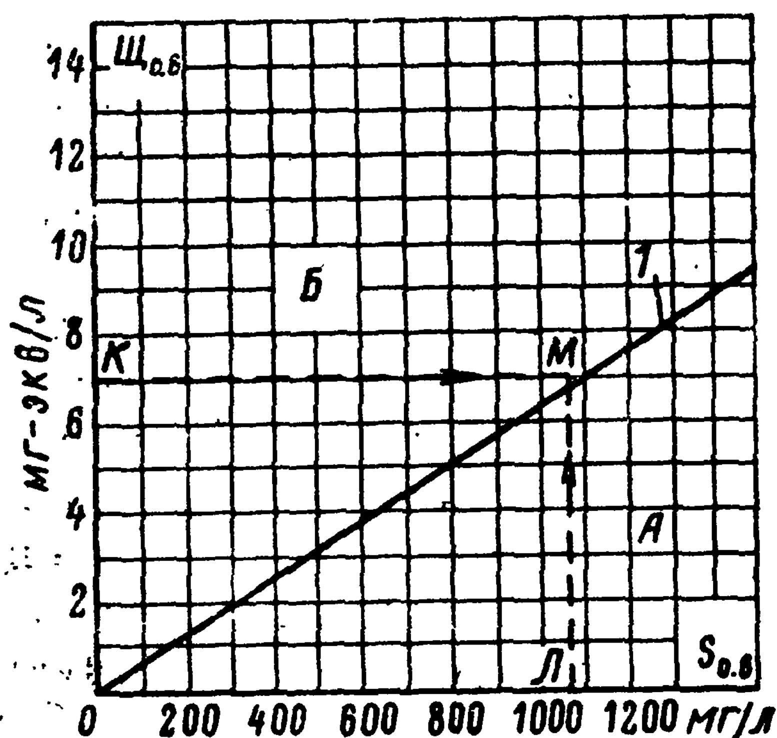


Рис. 4-4. Определение возможности применения схемы натрий-катионирования по величине относительной щелочности котловой воды.

$Щ_{о.в}$ — щелочность обработанной воды; $S_{о.в}$ — сухой остаток обработанной воды; $А$ — область применения натрий-катионирования; $Б$ — область применения натрий-катионирования с нитратированием либо со снижением щелочности; 1 — $Щ_{от} = 20\%$.

носительной щелочности котловой воды, исходя из того, что относительная щелочность при обработке воды по схеме натрий-катионирования соответствует равенству $Щ_{от}^{о.в} = Щ_{от}^{к.в}$. На оси ординат откладываем щелочность обработанной воды, исходя из равенства

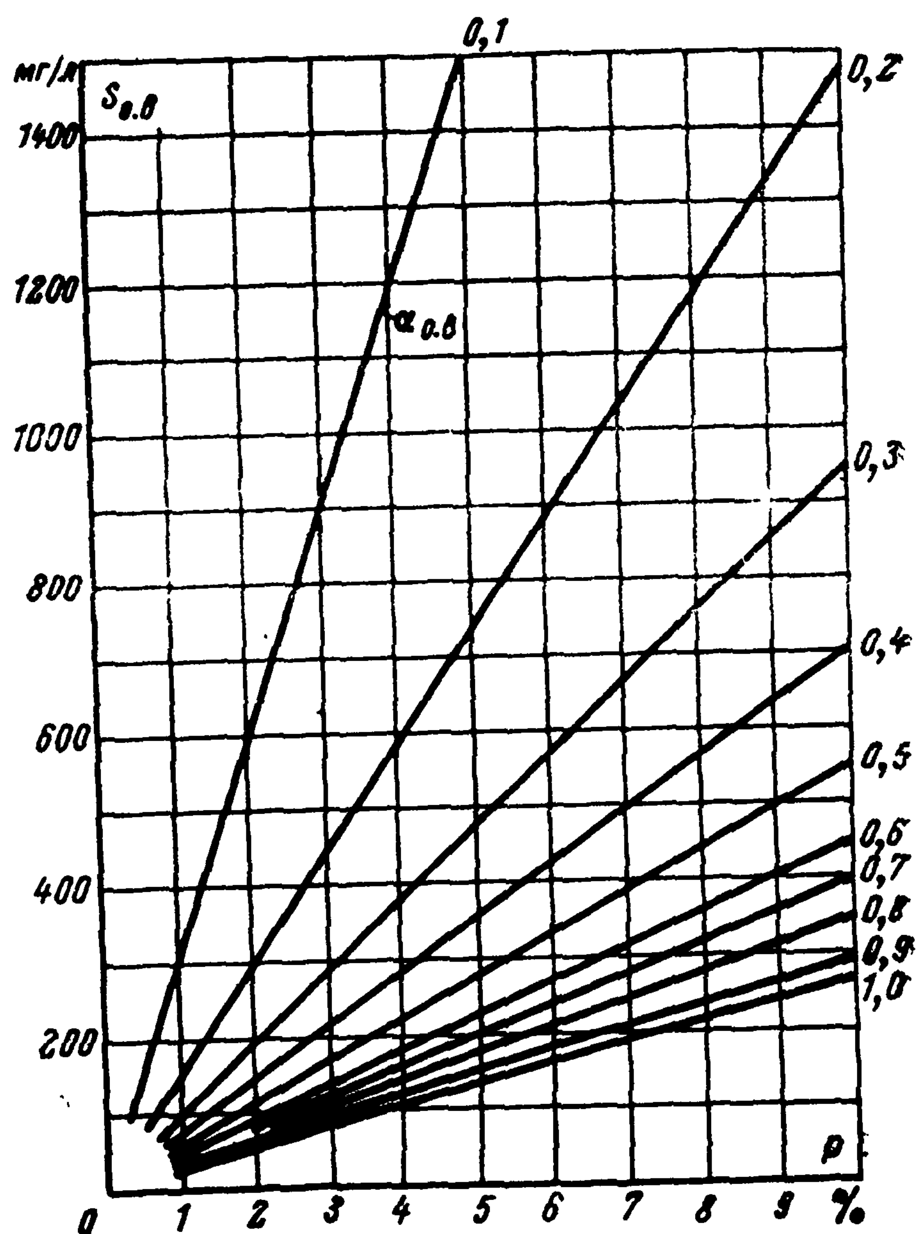


Рис. 4-5. Определение величины продувки котлов, %, в зависимости от сухого остатка обработанной воды $S_{о.в}$ при $S_{к.в} = 3000$ мг/л.

при натрий-катионировании $Щ_{о.в} = Щ_{и.в} = Ж_{к} = 7$ мг-экв/л (точка $К$), и на оси абсцисс — сухой остаток обработанной воды, определенный с помощью графика рис. 4-2, $S_{к.в} = 1070$ мг/л (точка $Л$). Из точек $К$ и $Л$ восстанавливаем перпендикуляры, точка пересечения которых $М$, как видно, лежит в области применения схемы натрий-катионирования с нитратированием. Величина продувки котлов определяется по рис. 4-5 или 4-6.

Поскольку котел ДКВр-20-13 оборудован устройствами для двухступенчатого испарения и выносными циклонами, сухой остаток котловой воды допускается до 10 000 мг/л, поэтому величину продувки котла определяем по графику рис. 4-6.

На оси ординат откладываем $S_{о.в} = 1070$ мг/л (точка $Н$); из точки $Н$ проводим параллельную оси абсцисс до пересечения с лучом, соответствующим $\alpha_{о.в} = 0{,}5$ (точка $О$). Из точки $О$ опускаем перпендикуляр на ось абсцисс (точка $П$). Как

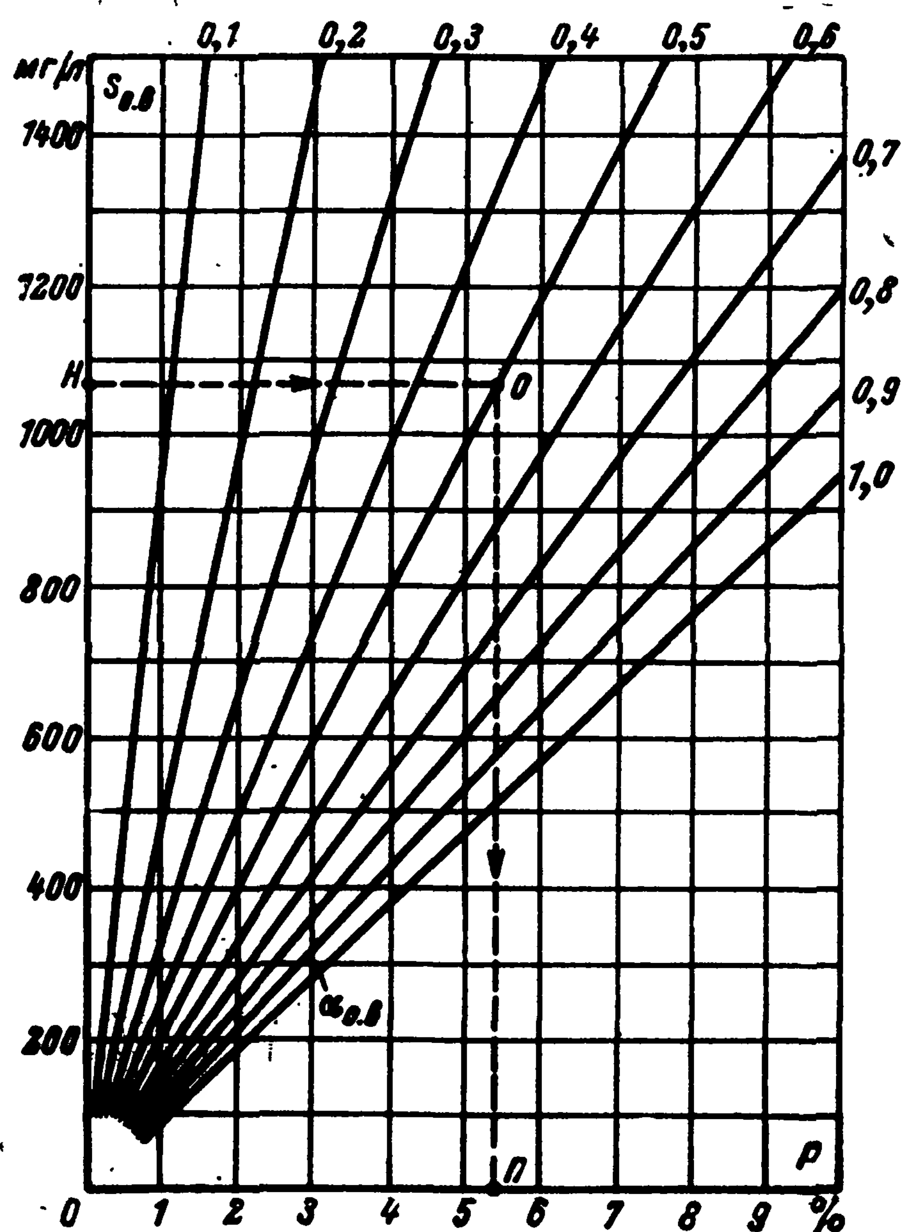


Рис. 4-6. Определение величины продувки котлов, %, в зависимости от сухого остатка обработанной воды $S_{о.в}$ при $S_{к.в}$ = = 10 000 мг/л.

видно, величина продувки невелика и по этому показателю можно было бы применить схему натрий-катионирования.

Таким образом, графическая проверка возможности применения схемы натрий-катионирования (для условий, приведенных в примере) показала, что по содержанию углекислоты в паре она не подходит, необходимо осуществить схему, снижающую содержание бикарбонатов в исходной воде. Для водопроводной воды такими схемами могут быть водород-натрий-катионирование, натрий-хлор-ионирование, если в паре допустимое содержание аммиака, натрий-катионирование с аминированием и нитратированием или аммоний-натрий-катионирование.

4-4. ВЫБОР СХЕМ ОБРАБОТКИ ВОДЫ ДЛЯ ПОДПИТКИ ТЕПЛОВЫХ СЕТЕЙ

Выбор схем обработки воды для подпитки тепловых сетей осуществляется в первую очередь в соответствии с указаниями, изложенными в § 4-1.

а) ЗАКРЫТАЯ СИСТЕМА ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ

Качество воды для подпитки тепловых сетей с закрытой системой теплоснабжения должно соответствовать нормам, приведенным в табл. 3-6. В зависимости от качества исходной воды подпиточная вода должна подвергаться: осветлению и коагуляции (если вода поверхностная), деаэрации, снижению карбонатной жесткости до 0,7—1,5 мг-экв/л, т. е. по качеству исходной воды и нормам подбираются соответствующие методы обработки, которые в совокупности составляют необходимую схему обработки воды.

Приготовление подпиточной воды для тепловых сетей с закрытой системой теплоснабжения рекомендуется вести по следующим схемам с последующей деаэрацией:

для воды из хозяйственно-питьевого водопровода:

а) одноступенчатое натрий-катионирование — карбонатная жесткость исходной воды до 6 мг-экв/л, остаточная общая жесткость обработанной воды около 0,1 мг-экв/л;

б) водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров, — карбонатная жесткость исходной воды более 6 мг-экв/л; остаточная карбонатная жесткость обработанной воды 0,7 — 1,5 мг-экв/л;

для поверхностных вод:

в) схема п. «а» с предварительной коагуляцией и осветлением обрабатываемой воды;

г) известкование с коагуляцией, осветлением и с последующим подкислением для стабилизации.

При частичной подпитке закрытых тепловых сетей продувочной водой котлов вся остальная подпиточная вода должна быть глубокоумягченной. Наиболее целесообразным в этом случае является натрий-катионирование. При небольшом расходе воды на подпитку тепловых сетей с

закрытой системой теплоснабжения в котельных с паровыми котлами в качестве подпиточной воды рационально использовать питательную деаэрированную воду.

При подогреве воды до 95°С в водогрейных котельных с чугунными секционными котлами (закрытая система теплоснабжения) допускается применение магнитной обработки воды в соответствии с рекомендациями, приведенными в § 2-3.

б) ОТКРЫТАЯ СИСТЕМА ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ

Качество воды для подпитки тепловых сетей с открытой системой теплоснабжения должно соответствовать нормам, приведенным в табл. 3-6. Подпиточная вода должна подвергаться: осветлению и коагуляции (если вода поверхностная), снижению карбонатной жесткости до 0,7—1,5 мг-экв/л, обеззараживанию, деаэрации. Подпиточная вода должна удовлетворять ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая».

Приготовление подпиточной воды для тепловых сетей с открытой системой теплоснабжения рекомендуется вести по следующим схемам с последующей деаэрацией:

а) натрий-катионирование — карбонатная жесткость исходной воды до 4 мг-экв/л; общая жесткость обработанной воды около 0,1 мг-экв/л;

б) водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров — карбонатная жесткость исходной воды более 4 мг-экв/л; остаточная карбонатная жесткость обработанной воды 0,7—1,5 мг-экв/л.

Для централизованных систем горячего водоснабжения качество воды должно отвечать нормам, приведенным в табл. 3-6 и 3-7.

Для приготовления воды из хозяйственно-питьевого водопровода используются следующие схемы обработки воды:

1) если допускает качество исходной воды (см. табл. 3-7), осуществляется наиболее простая схема магнитной обработки в соответствии с § 2-3;

2) см. пп. «а» и «б».

Раздел пятый

РАСЧЕТ ОСНОВНОГО ОБОРУДОВАНИЯ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

5-1. ОСВЕТЛИТЕЛИ

Осветлители применяются для удаления из воды больших количеств взвешенных веществ, коагуляции и известкования (см. § 2-1 и 2-2).

Принцип работы осветлителей основан на вводе обрабатываемой воды под слой взвешенного шлама, куда подводятся и необходимые реагенты. Шлам одновременно играет роль контактной среды, где происходят реакции осаждения, и взвешенного шламового фильтра, в котором мелкие частички укрупняются и отводятся через шламоуплотнители.

Основные расчетные параметры осветлителей зависят от ряда факторов: свойств исходной воды, методов ее обработки, температуры подогрева воды, размеров аппарата и других данных, определяемых экспериментальным путем или при технологических испытаниях аналогичных аппаратов. Поэтому осветлители следует подбирать из конструкций, разработанных специализированными организациями, по производительности. Производительность определяется по среднечасовому расходу воды, который учитывает полезную производительность водоподготовительной установки и расход осветлительной воды на собст-

венные нужды с учетом продувки самого осветлителя. Для проведения коагуляции используются в основном аппараты ЦНИИ-2, ЦНИИ-3 и модификации, разработанные ВТИ. Основные габариты этих аппаратов приведены в разд. 8.

В осветлителе для коагуляции (см. рис. 8-7) подогретая вода подается в воздухоотделитель *3* и, освобожденная от пузырьков воздуха, по распределительным трубам *4* поступает в нижнюю часть осветлителя через тангенциально расположенные сопла.

Туда же несколько выше горизонтальной оси сопл подается раствор коагулянта *16* и еще выше раствор полиакриламида *17*.

Ввод коагулянта может производиться перед воздухоотделителем. Раствор щелочи при необходимости подщелачивания подается в общий трубопровод исходной воды.

Вода и коагулянт перемешиваются благодаря вращательному движению, создаваемому соплами, при этом из гидроокиси алюминия и частичек, вносимых обрабатываемой водой, образуется шлам. Шлам создает контактную среду, через которую проходит обрабатываемая вода. Из верхней части контактной среды шлам шламоприемными трубами *6* отводится в шламоуплотнитель *7*, а коагулированная вода проходит защитную зону осветления, верхнюю разделительную решетку *13* и сборным желобом *10* отводится в распределительное устройство *11*. В нижней части осветлителя для гашения вращательного движения расположены вертикальные перегородки *12*, направляющие поток воды вверх. В некоторых конструкциях осветлителей внизу также выполняются горизонтальные успокоительные перегородки. Поступившая в шламоуплотнитель вода, освободившись от шлама, по коллектору *8* и трубопроводу *9* отводится в измерительный отсек распределительного устройства *11*. Шлам уплотняется и выводится из шламоуплотнителя через продувочные трубопроводы *15* при периодической и непрерывной продувке.

Рабочие чертежи для нормального ряда осветлителей, которые следует применять при известковании и известковании с коагуляцией, обезжелезиванием и обескремниванием, разработаны СКБ ВТИ по двум конструктивным схемам:

1) осветлители производительностью 63, 100, 160 и 250 м^3/ч (рис. 5-1, *а*);

2) осветлители производительностью 400, 630 и 1000 м^3/ч (рис. 5-1, *б*).

Осветлители конструкции СКБ ВТИ обладают рядом технологических и конструктивных преимуществ по сравнению с осветлителями ЦНИИ МПС:

1) снижен расход металла, упрощены отдельные конструкции, уменьшена масса осветлителей;

2) выбрана более простая конфигурация корпусов;

3) уменьшена высота осветлителей, что сокращает высоту строительной части, количество переходных площадок, лестниц и пр.;

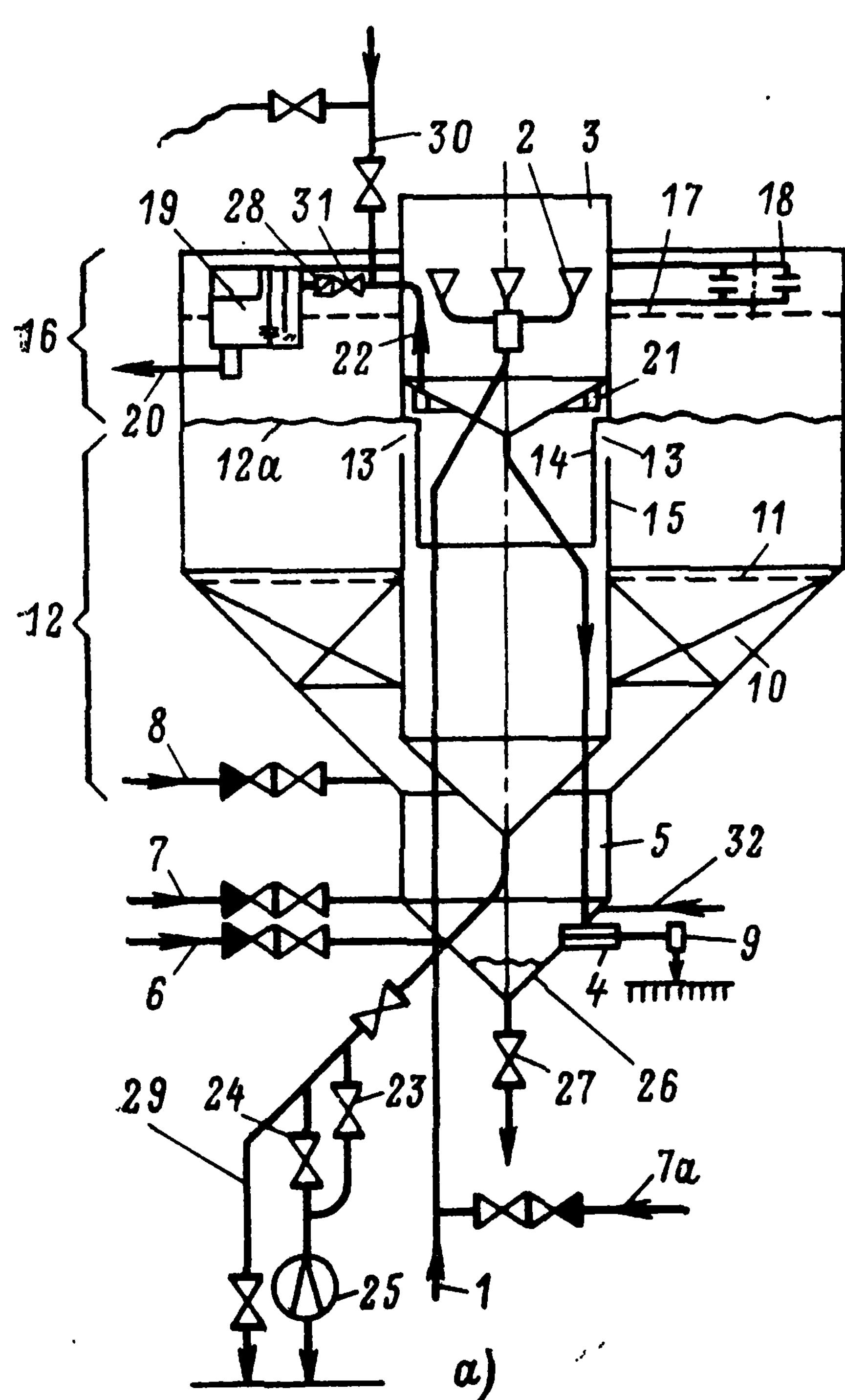
4) сокращена поверхность осветлителей, которая должна иметь тепловую изоляцию.

Габаритные размеры осветлителей нормального ряда приведены в разд. 8.

Перечисленные факторы сокращают стоимость капитальных затрат на сооружение осветлителей и уменьшают расходы на их эксплуатацию.

Для обеспечения надежной работы осветлителей нормального ряда и получения проектной производительности необходимо соблюдать следующие условия:

1) подогрев воды при известковании должен производиться до 30°С; для обеспечения нормальной работы взвешенного шламового фильтра колебания температуры не должны превышать ±1°С/ч; постоянство температуры обрабатываемой воды должно обеспечиваться автоматизацией подогрева;



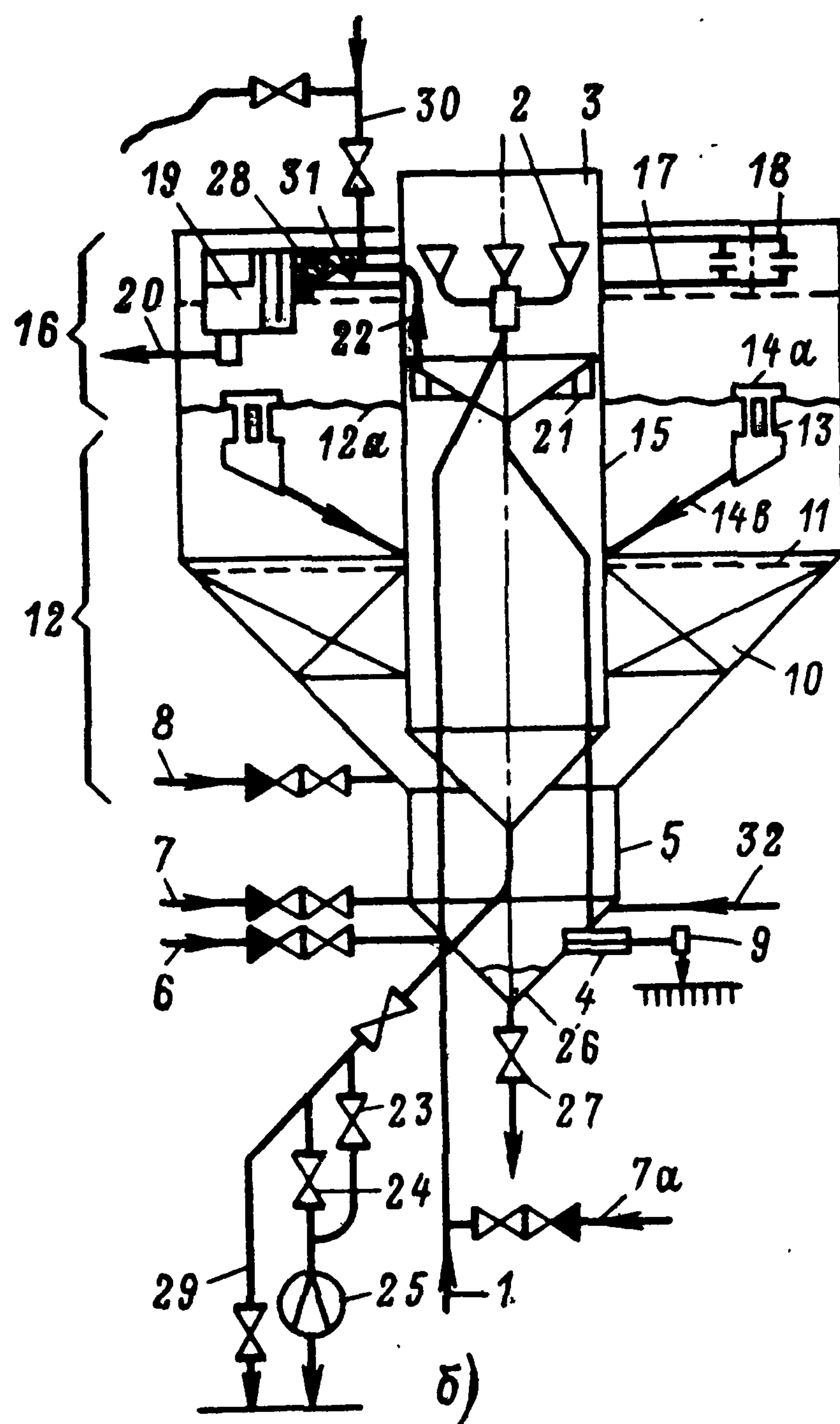


Рис. 5-1. Схемы осветлителей для известкования воды.
а — осветлители производительностью 63, 100, 160 и 250 м³/ч; *б* — осветлители производительностью 400, 630 и 1000 м³/ч.

2) содержание взвешенных веществ исходной воды не должно превышать в паводок 800 мг/л, в остальное время года — 200 мг/л; общее количество образующегося осадка $Q^{и}_{ш}$ до 1500 мг/л;

3) величина $\alpha_м$ — массовое отношение содержания в осадке, выделяющемся в осветлителе, магниевых солей в пересчете на $Mg(OH)_2$ и кальциевых солей в пересчете на $CaCO_3$ — не должна превышать 0,15; $\alpha_м$ определяется по уравнению

$$\alpha_м = \frac{29\{[Mg]_{и.в} - [Mg]_{ост}\}}{50\{[Ca]_{и.в} - [Ca]_{ост} + D_и\} + 0,37 D_и b}, \tag{5-1}$$

где $[Mg]_{и.в}$ и $[Ca]_{и.в}$ — соответственно содержание магния и кальция в исходной воде, мг-экв/л; $[Mg]_{ост}$ и $[Ca]_{ост}$ — соответственно содержание магния и кальция в воде после известкования, мг-экв/л; $D_и$ — доза извести, определяемая из уравнения (2-1) или (2-2), мг-экв/л; b — содержание $CaCO_3$ в известковом молоке, % массы $Ca(OH)_2$, содержащегося в нем.

При отступлении от перечисленных условий производительность осветлителя, м³/ч, должна быть уменьшена примерно до следующих величин:

$\alpha_м$	Температура подогрева воды, °С	Расчетная производительность, % проектной
0,15	25	90
0,2	30	90
0,2	25	85

При подогреве воды до 40±1°С и значениях $\alpha_м$ не более 0,15 возможно увеличение проектной производительности осветлителей до 115%. Допускается форсировка производительности до 125% проектной, но при этом может возрасти

содержание взвеси в известкованной воде. Обычно производительность осветлителя уточняется при наладке в каждом конкретном случае.

Качество воды после известкования зависит от качества исходной воды и характеризуется следующими показателями:

остаточная щелочность 0,4—0,7 мг-экв/л, в том числе гидратная щелочность 0,05—0,2 мг-экв/л;

нестабильность 0,05—0,1 мг-экв/л, но не более 0,15 мг-экв/л;

остаточное содержание взвеси до 5 мг/л (как исключение до 10 мг/л);

снижение окисляемости на 40—60%, остаточное содержание железа в пределах 50—300 мкг-экв/л (в зависимости от качества исходной воды).

Содержание сухого вещества (шлама) в продувочной воде шламоуплотнителя должно быть не менее 75 г/л, желательно — 150 г/л.

Ниже дано описание работы осветлителей (рис. 5-1, *а*, *б*).

Исходная вода, подогретая до заданной температуры, по трубопроводу *1* подается по распределительной системе *2* в воздухоотделитель *3*, где она освобождается от пузырьков воздуха. Из воздухоотделителя вода через тангенциально направленный ввод, снабженный регулирующим устройством *4*, поступает по опускной трубе в смеситель воды и реагентов *5*. При помощи устройства *9* изменяется площадь выходного сечения на вводе воды, что дает возможность изменять скорость ввода воды при данной производительности и интенсивность перемешивания ее с реагентами, тем самым обеспечиваются оптимальные условия формирования контактной среды. Маховик устройства *9* снабжен шкалой, показывающей, насколько открыто входное сечение.

При повторном использовании промывочной воды механических фильтров эта вода направляется в смеситель по трубопроводу *32*.

Известковое молоко, растворы коагулянта и ПАА поступают в смеситель соответственно по радиально направленным трубопроводам *6*, *7* и *8*. При этом известковое молоко вводится выше, чем исходная вода, раствор коагулянта несколько выше известкового молока, а раствор ПАА еще выше, в самую верхнюю часть смесителя. Подача раствора коагулянта *7а* предусматривается также и в трубопровод исходной воды *1* перед воздухоотделителем *3* (для разрыва во времени между вводом коагулянта и ПАА).

Благодаря разной направленности движения при входе в смеситель (тангенциальное для воды и радиальное для реагентов) реагенты хорошо перемешиваются с водой, тут же происходит химическое взаимодействие реагентов с растворенными в воде веществами. При выходе воды из смесителя уже начинается выделение продуктов взаимодействия в виде хлопьев. Приданное воде тангенциальным вводом вращательное движение гасится вертикальной перегородкой *10* и горизонтальной перегородкой *11* с отверстиями (∅ 100—150 мм). Процесс укрупнения и задержания хлопьев происходит на протяжении всего пути восходящего движения воды через толщу контактной среды, которую образует выделившийся шлам поддерживаемый восходящим потоком воды во взвешенном состоянии.

Верхняя граница взвешенного шлама *12а*, образующего в осветлителе контактную среду *12*, должна находиться на уровне верхней кромки шламоприемных окон *13* шламоуплотнителя *15*. Избыток шлама непрерывно должен удаляться, для чего 20% общего расхода воды (так называемая «отсечка») отводится из контактной зоны в шламоуплотнитель. Шламоприемные окна *13* в осветлителях производительностью 63—250 м³/ч прорезаны непосредственно в корпусе шламоуплотнителя, а в осветлителях производительностью 400—1000 м³/ч — в шламоприемных тру-

баках *14а*, по которым шлам отводится в шламоуплотнитель.

После контактной среды основной поток воды проходит зону осветления *16*, верхнюю распределительную решетку *17* и сливается через отверстия и щели в желоб *18*. Из желоба вода поступает в распределительное устройство *19*, где смешивается с потоком осветленной воды из шламоуплотнителя и по трубопроводу *20* отводится в бак известковой воды.

Шлам оседает в нижней части осветлителя и по трубопроводам *23* и *24* удаляется при продувке (периодической и непрерывной). Расход продувочной воды измеряется расходомерным устройством *25*. Для опорожнения шламоуплотнителя предусмотрен трубопровод *29*. Осветленная вода из шламонакопителя собирается перфорированным коллектором *21* и по трубе *22* отводится в распределительное устройство. На трубопроводе *22* установлены дроссельный клапан *28* и задвижка *31*, открытая при работе осветлителя и закрываемая при промывке коллектора шламоуплотнителя водой, подаваемой по трубопроводу *30*. Для сбора песка и крупного шлама служит нижняя часть осветлителя — грязевик *26*, из которого по трубопроводу *27* периодически производится продувка.

Количество шлама, образующегося в осветлителе, определяется в зависимости от качества исходной воды и схемы ее обработки.

Количество шлама, образующегося при коагуляции воды, приближенно определяется по уравнению

$$Q_{ш}^{к}=B+26D_{а}+\frac{111\alpha_{н}K_{а}}{100}, \quad (5\text{-}2)$$

где $Q_{ш}^{к}$ — количество шлама, образующегося при коагуляции воды, г/м^3; B — количество взвешенных веществ в исходной воде, г/м^3; $K_{а}$ — доза коагулянта — сернокислого алюминия г-экв/м^3; $\alpha_{н}$ — количество нерастворенных примесей в коагулянте, %.

Количество шлама, образующегося при известковании с коагуляцией, приближенно определяется по уравнению

$$Q_{ш}^{и}=B+50\left(Ж_{Ca}^{и}+D_{и}\right)+0{,}56\alpha_{п}D_{и}+ + 53K+29Ж_{Mg}^{и}. \quad (5\text{-}3)$$

где $Q_{ш}^{и}$ — количество шлама, образующегося при известковании с коагуляцией, г/м^3; $Ж_{Ca}^{и}$ — кальциевая жесткость, удаляемая при известковании, мг-экв/л; $\alpha_{п}$ — количество примесей в дозируемом известковом молоке, принимается равным 20—50%; $D_{и}$ — доза извести, определяемая в зависимости от качества исходной воды из уравнения (2-1) или (2-2), мг-экв/л; K — доза коагулянта — сернокислого железа при известковании, мг-экв/л; $Ж_{Mg}^{и}$ — магниевая жесткость, удаляемая при известковании, мг-экв/л.

Осаждение магния (см. § 2-2, а) предусматривают, если

$$[Ca]_{и.в}+K<[HCO_3]_{и.в}-[HCO_3]_{ост}.$$

Содержание шлама после осветлителя при нормальной эксплуатации не должно превышать 10—12 мг/л. После осветлителей, как правило, обрабатываемая вода поступает на осветлительные фильтры для полного удаления взвешенных веществ. Для удобства транспортировки до места сброса (каналы гидрозолоудаления, шламовые площадки и т. п.) удаляемый из осветлителя и шламоуплотнителя шлам следует разбавлять водой, подаваемой в трубопровод под давлением.

Величина продувки осветлителя определяется по формуле

$$P=\frac{Q_{ш}-B_{0}}{1000\delta_{ср}}100, \quad (5\text{-}4)$$

где P — величина продувки осветлителя, % производительности осветлителя, обычно допускается до 1,5%, но не более 3%; $Q_{ш}$ — количество взвешенных веществ, вносимых с обрабатываемой водой, с реагентами и образующихся в процес-

Таблица 5-1

Средняя концентрация взвешенных веществ в уплотненном осадке, г/л

Характеристика осадка	Продолжительность уплотнения, ч					
	2	3	4	6	8	12
Осадок, образующийся при коагуляции воды с содержанием взвешенных веществ, мг/л:						
100—400	16	19	23	24	25	27
400—1000	20	24	25	27	29	31
выше 1000	24	29	31	33	35	37
Осадок, образующийся при известковании воды:						
с малой магнезиальной жесткостью (до 25%)	30	35	37	39	40	41
с высокой магнезиальной жесткостью (выше 25%)	6	8	10	12	15	17

се осветления или умягчения, определяется по формуле (5-2) или (5-3), г/м^3; B_0 — остаточное содержание взвешенных веществ в обработанной воде после осветлителя, г/м^3; $\delta_{ср}$ — средняя концентрация взвешенных веществ в уплотненном осадке в зависимости от времени отстоя воды, г/л, принимается по табл. 5-1; для осветлителей СКБ ВТИ (рис. 8-1 и 8-2) составляет 75—150 г/л.

Количество воды, подаваемой в осветлитель, определяется по формуле

$$Q = Q_{осв} + \frac{PQ_{осв}}{100}, \qquad (5\text{-}5)$$

где Q — количество воды, подаваемое на осветлитель, м^3/ч, с учетом собственных нужд осветлителя; $Q_{осв}$ — производительность осветлителей (количество воды, выдаваемой осветлителем воды), м^3/ч.

При проектировании установок предварительной очистки воды производительность осветителей, трубопроводов (включая обвязку фильтров), перекачивающих насосов и емкость баков различного назначения (исключая оборудование складов) выбирается с запасом 25% против расчетной. Осветлители для известкования следует применять только нормального ряда (см. рис. 5-1).

При пуске установки сооружается не менее двух осветлителей; при полном развитии их количество не должно превышать шести. Общая регулирующая емкость баков известкованной воды (без учета запаса воды на взрыхление механических фильтров) принимается равной часовой производительности осветлителей.

Осветлители, как правило, размещаются вне здания водоподготовки, но в минимальном расстоянии от него. Над осветлителями предусматриваются отапливаемые и имеющие естественное освещение и вентиляцию шатры. Нижние павильоны осветлителей должны соединяться теплыми переходами между собой и со зданием водоподготовки.

Внутренняя поверхность осветлителя на 0,5 м ниже верхней распределительной решетки должна иметь противокоррозионное покрытие.

В проекте должны быть предусмотрены антикоррозионные покрытия и тепловая изоляция осветлителей, баков и трубопроводов, расположенных вне здания.

Рекомендации по дозировке реагентов при коагуляции и известковании и по выбору необходимого вспомогательного оборудования приведены в разд. 6.

5-2. ОСВЕТЛИТЕЛЬНЫЕ ФИЛЬТРЫ

В качестве осветлительных фильтров в водоподготовительных установках котельных применяют типовые напорные однопоточные фильтры, загруженные дробленым антрацитом или кварцевым песком. Последний рекомендуется применять только в случае необходимости установки двухслойного фильтра, поскольку песок требует значительно большей интенсивности промывки.

В установках большой производительности (больше 500 м³/ч), когда нежелательна установка большого количества вертикальных однопоточных фильтров с максимальным диаметром 3400 мм, устанавливают выпускаемые Таганрогским котельным заводом горизонтальные или двухкамерные фильтры.

При производительности установки до 100 м³/ч при периодической ее работе следует устанавливать не менее двух фильтров при производительности более 100 м³/ч и круглосуточной работе — не менее трех. При промывке одного из фильтров увеличение скорости фильтрования допускается не более чем на 30%.

В расчете рассматриваются два режима работы фильтров: нормальный, предусматривающий работу фильтров с периодическим отключением одного из них на промывку, и форсированный, предусматривающий отключение одного фильтра на ремонт и периодическое отключение другого на промывку.

Взрыхляющую промывку фильтрующей загрузки рекомендуется осуществлять осветленной водой; допускается также производить ее с применением сжатого воздуха, как это указано в табл. 5-2.

Отмывка фильтров и сброс в дренаж первого фильтрата осуществляются только при взрыхляющей промывке их неосветленной водой. Сброс первого фильтра осуществляют со скоростью 4 м/ч в течение 10 мин.

Таблица 5-2

Технологические данные для расчета осветлительных фильтров

№ п.п.	Показатель	Тип фильтра: с загрузкой антрацитом	Тип фильтра: с двухслойной загрузкой кварцевым песком и антрацитом
1	Диаметр зерен загрузочного материала, мм:		
	антрацит	0,6—1,4	0,7—1,7
	кварцевый песок	—	0,5—1,2
2	Высота фильтрующего слоя, м:		
	антрацит	1	0,5—0,6
	кварцевый песок	—	0,5—0,6
3	Насыпная масса фильтрующего материала, т/м³:		
	антрацит	0,8	0,8
	кварцевый песок	—	1,6
4	Скорость фильтрования, м/ч:		
	нормальный режим	5 (10)	10
	форсированный режим	7,5 (12)	12
5	Интенсивность взрыхляющей промывки водой², л/(с·м²)	10—12	13—15
6	Продолжительность взрыхляющей промывки водой, мин	~20	~20
7	Взрыхляющая промывка с воздухом производится в следующем порядке:		
	а) совместная водовоздушная промывка:		
	продолжительность, мин	2—3	—
	интенсивность воды, л/(с·м²)	6	—
	интенсивность воздуха, л/(с·м²)	20	—
	б) промывка водой:		
	интенсивность, л/(с·м²)	12	—
	продолжительность (до прозрачности 20 см по шрифту), мин	15—20	—
8	Давление воздуха, кгс/см²	3—4	—

Примечания. 1. В скобках приведены значения скорости фильтрования при установке осветлительных фильтров после осветлителей.

2. Бóльшим значениям соответствует мéньшая продолжительность взрыхляющей промывки.

Таблица 5-3

Площадь фильтрования стандартных фильтров

Диаметр фильтра, D_y, мм	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Площадь фильтрования f, м² . .	0,39	0,76	1,72	3,1	5,2	6,95	9,1

Расчет фильтров выполняют исходя из производительности с учетом расхода осветленной воды на собственные нужды всех установленных фильтров. Основные технологические данные для расчета фильтров приведены в табл. 5-2.

Общая площадь фильтрования F, м², приближенно определяется по формуле

$$F = \frac{Q\alpha}{w_н}, \qquad (5\text{-}6)$$

где Q — производительность фильтров по осветленной воде, м³/ч; α — коэффициент, учитывающий расход осветленной воды на собственные нужды осветлительных фильтров; для фильтров, промываемых осветленной водой и загруженных антрацитом, в зависимости от числа промывок в сутки (1—2 раза) принимают $\alpha = 1{,}03 \div 1{,}1$; $w_н$ — скорость фильтрования при нормальном режиме работы фильтров, м/ч, принимаемая по табл. 5-2.

Площадь фильтрования каждого фильтра f', м², определяется путем подбора по формуле

$$f' = \frac{F}{a-1}, \qquad (5\text{-}7)$$

где a — число фильтров (подставляют, начиная с наименьшего значения, равного 2). Полученное значение площади фильтрования одного фильтра округляется в сторону увеличения и выбирается по табл. 5-3.

Скорость фильтрования при нормальном режиме работы фильтров (см. табл. 5-2, п. 4) определяется по формуле

$$w_н = \frac{Q+q}{f(a-1)}, \qquad (5\text{-}8)$$

где q — среднечасовой расход воды на собственные нужды осветлительных фильтров, м³/ч; f — площадь фильтрования стандартного фильтра, м², принимается по табл. 5-3; a — число принятых к установке фильтров; 1 — число фильтров, находящихся в промывке.

Среднечасовой расход воды на собственные нужды определяется по формуле

$$q = \frac{dra}{24}, \qquad (5\text{-}9)$$

где d — расход воды на одну промывку фильтра, м³; r — число промывок каждого фильтра в сутки, принимается 1—2 раза.

Расход воды на одну промывку фильтра определяется по формуле:

$$d = \frac{i60tf}{1000}, \qquad (5\text{-}9а)$$

где i — интенсивность взрыхления, л/(с·м²), принимается по табл. 5-2, п. 5 или 7; t — продолжительность взрыхляющей промывки, принимается по табл. 5-2, п. 6 или 7.

Скорость фильтрования при форсированном режиме определяется по формуле

$$w_ф = \frac{Q+q}{f(a-2)}, \qquad (5\text{-}10)$$

где $w_ф$ — скорость фильтрования при форсированном режиме, м/ч, принимаемая по табл. 5-2; 2 — число отключенных фильтров (один в ремонте, один — в промывке).

Если расчетная скорость фильтрования при форсированном режиме окажется больше допустимой, необходимо соответственно уменьшить принятое расчетное значение ско-

рости при нормальном режиме, т. е. увеличить диаметр или количество фильтров.

Пример. Выбрать диаметр и количество осветлительных фильтров для приготовления 40 м³/ч (круглосуточно) осветленной воды. На осветлительные фильтры поступает вода с содержанием взвешенных веществ 40 мг/л.

Осветление на фильтрах при таком количестве взвешенных веществ в исходной воде допустимо (см. табл. 2-1).

По формуле (5-6) приближенно определяем необходимую площадь фильтрования осветлительных фильтров:

$$F = \frac{Qa}{w_н} = \frac{40 \cdot 1,1}{5} = 8,8 \text{ м}^2.$$

Затем, произведя расчеты по уравнениям (5-7), (5-8) и (5-10) для двух возможных вариантов: 3 фильтра диаметром 2600 мм и 4 фильтра диаметром 2000 мм, сводим получаемые данные в таблицу.

	1-й вариант	2-й вариант
Диаметр стандартного фильтра $D_у$, мм	2600	2000
Число устанавливаемых фильтров a	3	4
Расчетная площадь фильтрования каждого фильтра f', м²	4,4	2,9
Площадь фильтрования стандартного фильтра f, м²	5,2	3,1
Скорость фильтрования при нормальном режиме $w_н$, м/ч	4,23	4,7
Скорость фильтрования при форсированном режиме $w_ф$, м/ч	8,46	7,1

Принимаем к установке 4 фильтра $D_у$=2000, поскольку это дает лучшие условия работы при нормальном и форсированном режиме; 4 фильтра более гибки при изменении производительности; при этом вспомогательное оборудование требуется меньших габаритов.

5-3. НАТРИЙ-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Умягчение воды путем натрий-катионирования можно осуществлять либо по одноступенчатой схеме — фильтрование через один натрий-катионитный фильтр, либо по двухступенчатой — последовательное фильтрование через фильтр первой и затем второй ступени.

Схема одноступенчатого катионирования имеет следующие недостатки:

получение фильтра с жесткостью до 0,1 мг-экв/л возможно при умягчении исходной воды с жесткостью не более 7 мг-экв/л;

практически невозможно получение глубокого умягчения воды с остаточной жесткостью 0,01—0,02 мг-экв/л;

относительно высокий расход соли на регенерацию фильтров;

неполное использование емкости поглощения катионита;

необходимость тщательного контроля за «проскоком» солей жесткости, количество которых после «проскока» нарастает в фильтре сравнительно быстро.

При двухступенчатом катионировании перечисленные недостатки устраняются.

Число ступеней катионирования определяется требованиями к качеству умягчаемой воды. Например, приготовление воды для паровых экранированных котлов, когда требуется глубокое умягчение, осуществляется путем двухступенчатого натрий-катионирования; для теплосетей, когда требуется снижение только карбонатной жесткости до 0,7 мг-экв/л, достаточно одноступенчатого натрий-катионирования с отключением фильтра на регенерацию при общей жесткости фильтрата 0,1—0,2 мг-экв/л.

Количество натрий-катионитных фильтров первой ступени, если установка работает круглосуточно, принимается не менее двух, и, кроме того, один резервный. На второй

ступени катионирования обычно устанавливаются два фильтра специальной конструкции с высотой слоя катионита 1,5 м. В небольших водоподготовительных установках в целях сокращения количества устанавливаемого оборудования и его унификации допускается для второй ступени катионирования применение фильтра конструкции первой ступени. При этом устанавливается не менее четырех фильтров, из них два — первой ступени, один — второй ступени и один — резервный, обычно используемый для работы на второй ступени в период регенерации основного фильтра и в качестве резервного — при ремонте одного из фильтров.

Исходными данными для расчета натрий-катионитных фильтров являются: производительность, общая жесткость воды, поступающей на фильтры, и остаточная жесткость фильтрата.

Основные данные для расчета натрий-катионитных фильтров приведены табл. 5-4.

Расчет натрий-катионитного фильтра начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования, которая определяется из уравнений:

нормальная скорость

$$w_н = \frac{Q_{Na}}{f_{Na}a}, \qquad (5\text{-}11)$$

максимальная скорость

$$w_м = \frac{Q_{Na}}{f_{Na}(a-1)}, \qquad (5\text{-}12)$$

где $w_н$, $w_м$ — соответственно нормальная и максимальная скорости фильтрования, м/ч; принимаются в зависимости от жесткости умягчаемой воды по табл. 5-4; Q_{Na} — производительность натрий-катионитных фильтров, м³/ч; f_{Na} — площадь фильтрования натрий-катионитного фильтра, м²; принимается по табл. 5-3; a — количество работающих фильтров, принимается не менее двух, сверх того, один резервный, который в расчете не учитывается (устанавливается фильтров $a+1$); $a-1$ — число работающих фильтров при регенерации одного из них.

Для мягкой воды скорость фильтрования является решающим фактором при подборе соответствующего диаметра и количества фильтров. Для воды с повышенной жесткостью при допустимой скорости фильтрования число регенерации может получаться недопустимо большим, при этом следует корректировать выбор диаметра и количество фильтров по числу регенераций.

Размеры и количество фильтров первой ступени выбираются таким образом, чтобы при наименее благоприятном качестве исходной воды и ремонте резервного фильтра число регенераций каждого фильтра было не более трех и для больших диаметров фильтров — не менее одного. Количество регенераций в указанных пределах выбирается в зависимости от степени автоматизации, производительности установки, качества применяемых ионитов и других конкретных условий.

Количество солей жесткости A, г-экв/сут, удаляемое на натрий-катионитных фильтрах, определяется по формуле:

$$A = 24Ж_0 Q_{Na}, \qquad (5\text{-}13)$$

где $Ж_0$ — общая жесткость воды, поступающей на натрий-катионитный фильтр, г-экв/м³.

На натрий-катионитные фильтры первой ступени обычно поступает вода с жесткостью, равной жесткости исходной воды, или частично умягченная после водород-катионирования или известкования.

На натрий-катионитные фильтры второй ступени обычно поступает вода с остаточной жесткостью фильтра до 0,1 мг-экв/л.

Число регенераций каждого фильтра в сутки n определяется по формуле:

$$n = \frac{A}{f_{Na}H_{сл}E_р^{Na}a}, \qquad (5\text{-}14)$$

Таблица 5-4

Технологические данные для расчета натрий-катионитных фильтров

Показатель	Фильтр первой ступени	Фильтр второй ступени
Высота слоя катионита, м	2—2,5	1,5
Крупность зерен катионита, мм	0,5—1,1	0,5—1,1
Скорость фильтрования, м/ч, нормальная[1], в скобках максимальная (при регенерации одного из фильтров), при жесткости, мг-экв/л:		
до 5	25 (35)	40 (50)
до 10	15 (25)	—
до 15	10 (20)	—
Потери напора на фильтрах, м вод. ст. (в скобках — при загрузке мелкого катионита с крупностью зерен 0,3—0,8 мм), при скорости фильтрования, м/ч:		
10	5 (6)	—
20	5 (7)	—
30	6 (9)	—
40	7 (11)	13
60	9 (14)	14
Взрыхляющая промывка катионита:		
интенсивность[2], л/(м²·с)	4 (3)	4 (3)
продолжительность[3], мин	30 (15)	30 (15)
Удельный расход поваренной соли на регенерацию сульфоугля, г/г-экв, при двухступенчатом натрий-катионировании и жесткости обрабатываемой воды, мг-экв/л:		
до 5	100—120	300—400
до 10	120—200	
до 15	170—250	
до 20	200—300	
Концентрация регенерационного раствора, %	5—8	8—12
Скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч	3—4	3—5
Рабочая обменная способность сульфоугля, г-экв/м³	По формуле (5-15)	250—300
Отмывка катионита от продуктов регенерации:		
скорость пропуска отмывочной воды через катионит, м/ч	6—8	6—8
удельный расход отмывочной воды, м³/м³, при загрузке фильтра:		
сульфоуглем	4	6
катионитом КУ-2	6	8
Общая длительность регенерации фильтра[4], ч, при загрузке фильтра:		
сульфоуглем	2	2,5—3,5
катионитом КУ-2	3—4,5	3,5—5,0

[1] Скорость фильтрования менее 5 м/ч не рекомендуется из-за возможного снижения обменной емкости катионита.

[2] В скобках — при загрузке мелкого катионита с крупностью зерен 0,3—0,8 мм.

[3] Продолжительность взрыхляющей промывки принимается 15 мин в схемах без известкования и при использовании ионообменных материалов с высокой механической прочностью.

[4] Определяется расчетом. В таблице приведены ориентировочные данные.

Примечание. Общий удельный расход воды на регенерацию фильтров не приведен в связи с его большими колебаниями в зависимости от качества исходной воды, удельного расхода соли, марки загруженного в фильтр катионита и т. п.

где n — число регенераций каждого фильтра первой ступени в сутки; $H_{сл}$ — высота слоя катионита, м; a — число работающих фильтров; $E_р^{Na}$ — рабочая обменная способность катионита при натрий-катионировании, г-экв/м^3, определяемая из уравнения:

$$E_р^{Na} = \alpha_э \beta_{Na} E_п - 0{,}5 q Ж_о, \quad (5\text{-}15)$$

где $\alpha_э$ — коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации катионита в зависимости от удельного расхода соли на регенерацию, принимается по табл. 5-5 (по данным ВОДГЕО); β_{Na} — коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по Ca^{2+} и Mg^{2+} за счет частичного задержания катионов Na^+, принимается по табл. 5-6 (по данным ВОДГЕО), где значения β_{Na} приведены в зависимости от отношения $C_{Na}^2/Ж_о$; C_{Na} — концентрация натрия в умягчаемой воде, мг-экв/л; $E_п$ — полная обменная способность катионита, г-экв/м^3, по заводским данным:

	Крупность зерен, мм	$E_п$
Сульфоуголь	0,3—0,8	550
Сульфоуголь	0,5—1,1	500
Катионит КУ-2	0,8—1,2	1700

q — удельный расход воды на отмывку катионита, м^3/м^3, принимается по табл. 5-4; 0,5 — доля умягчения отмывочной воды.

Для ориентировочных расчетов можно воспользоваться значениями рабочей обменной способности сульфоугля, приведенными в табл. 5-7.

При отсутствии натрия в исходной воде рабочая обменная способность катионита при умягчении воды определяется по упрощенной формуле

$$E_р^{Na} = \alpha_э E_п - 0{,}5 q Ж_о. \quad (5\text{-}16)$$

Расход 100%-ной поваренной соли на одну регенерацию фильтра определяется из уравнения

$$Q_c^{Na} = \frac{E_р^{Na} f_{Na} H_{сл} q_c}{1000}, \quad (5\text{-}17)$$

где Q_c^{Na} — расход поваренной соли на одну регенерацию фильтра, кг; f_{Na} — площадь фильтрования натрий-катионитного фильтра, м^2, принимается по сечению пустого фильтра; q_c — удельный расход соли на регенерацию, г/г-экв обменной способности катионита.

Удельный расход соли на регенерацию принимается по рис. 5-2 в зависимости от жесткости умягчаемой воды и требуемой жесткости фильтрата. Принятый удельный расход соли должен обеспечить заданную остаточную жесткость фильтрата и целесообразную обменную способность катионита, обусловливаемую эффективностью регенерации (табл. 5-5).

Таблица 5-5

Коэффициент эффективности регенерации катионита

Удельный расход соли на регенерацию катионита, г/г-экв обменной способности	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200	210	220
$\alpha_э$	0,62	0,64	0,67	0,69	0,72	0,74	0,75	0,77	0,78	0,80	0,81	0,82	0,83
Удельный расход соли на регенерацию катионита, г/г-экв обменной способности	230	240	250	260	270	280	290	300	10	320	330	340	350
$\alpha_э$	0,84	0,85	0,87	0,87	0,88	0,88	0,89	0,90	0,91	0,92	0,92	0,93	0,94

Таблица 5-6

Коэффициент снижения обменной способности катионита

$\frac{C^2_{Na}}{Ж_0}$	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
β_{Na}	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87	0,86	0,85	0,84	0,83	0,8	0,77	0,73	0,7
$\frac{C^2_{Na}}{Ж_0}$	0,6	0,7	0,8	0,9	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
β_{Na}	0,69	0,68	0,67	0,66	0,65	0,62	0,60	0,57	0,54	0,53	0,52	0,52	0,51	0,50

Таблица 5-7

Рабочая обменная способность сульфоугля при натрий-катионировании

Содержание натрия в обрабатываемой воде, % от $Ж_0$	Удельный расход соли на регенерацию г/г-экв	Общая жесткость поступающей на фильтры воды, мг-экв/л							
		5		10		15		20	
		фракционный состав сульфоугля, мм							
		0,3—0,8	0,5—1,1	0,3—0,8	0,5—1,1	0,3—0,8	0,5—1,1	0,3—0,8	0,5—1,1
1	120	330	300	321	290	310	280	300	270
	150	370	330	360	320	350	310	340	300
	200	400	360	390	360	380	350	370	330
10	120	310	280	320	290	260	240	240	220
	150	350	310	350	320	290	260	280	250
	200	390	340	390	350	330	290	310	270
50	120	220	200	200	180	180	160	150	130
	150	250	220	220	200	200	180	170	150
	200	270	250	250	220	220	200	190	170
	250	290	260	260	240	240	210	200	180

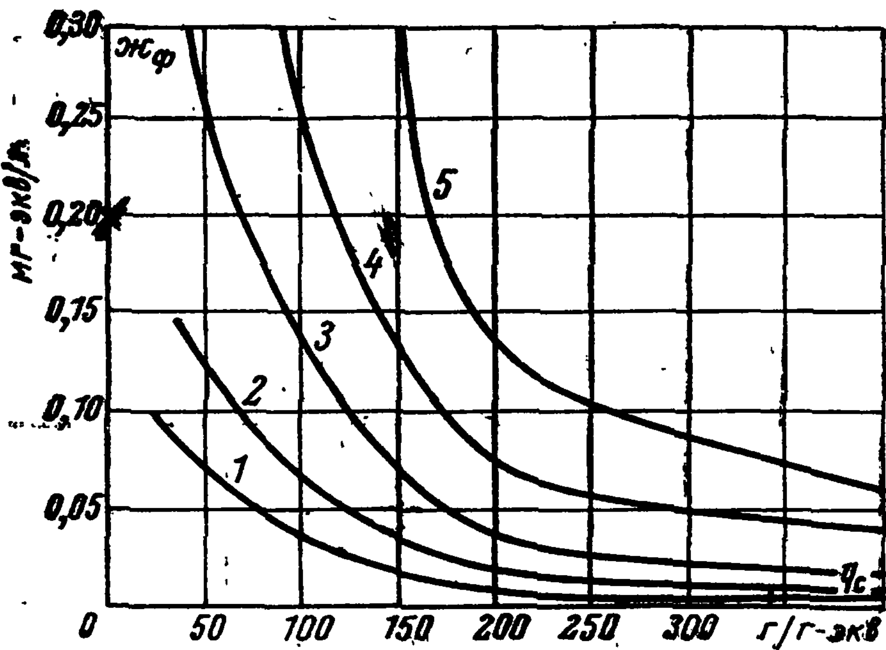


Рис. 5-2. Определение удельного расхода соли $q_с$ на регенерацию в зависимости от требуемой жесткости фильтрата $Ж_ф$ и жесткости исходной воды.

Концентрация катионов жесткости в исходной воде, мг-экв/л: *1* — 5; *2* — 7; *3* — 10; *4* — 15; *5* — 20.

Суточный расход технической соли на регенерацию фильтров определяется по формуле

$$Q_{т.с} = \frac{Q_с^{Na} na \cdot 100}{93}, \qquad (5\text{-}18)$$

где $Q_{т.с}$ — расход технической соли на регенерацию фильтров, кг/сут; 93 — содержание NaCl в технической соли, %.

Расход воды на одну регенерацию натрий-катионитного фильтра слагается из:

1) расхода воды на взрыхляющую промывку фильтра, м³,

$$Q_{взр} = \frac{i f_{Na} 60 t_{взр}}{1000}, \qquad (5\text{-}19)$$

где $Q_{взр}$ — количество воды на одну взрыхляющую промывку фильтра, м^3; i — интенсивность взрыхляющей промывки фильтров, л/(с·м^2), принимается по табл. 5-4; $t_{взр}$ — продолжительность взрыхляющей промывки, мин, принимается по табл. 5-4;

2) расхода воды на приготовление регенерационного раствора соли, м^3,

$$Q_{р.р} = \frac{Q_c^{Na} \cdot 100}{1000 b \rho_{р.р}}, \qquad (5\text{-}20)$$

где b — концентрация регенерационного раствора, %, принимается по табл. 5-4; $\rho_{р.р}$ — плотность регенерационного раствора, т/м^3, принимается по табл. 15-6;

3) расхода воды на отмывку катионита от продуктов регенерации, м^3,

$$Q_{от} = q_{от} f_{Na} H_{сл}, \qquad (5\text{-}21)$$

где $q_{от}$ — удельный расход воды на отмывку катионита, м^3/м^3, принимается по табл. 5-4.

Расход воды на одну регенерацию натрий-катионитного фильтра без использования отмывочной воды на взрыхление составляет:

$$Q'_{с.н} = Q_{взр} + Q_{р.р} + Q_{от}; \qquad (5\text{-}22)$$

при использовании отмывочной воды на взрыхляющую промывку расход воды на одну регенерацию:

$$Q''_{с.н} = Q_{р.р} + Q_{от}, \qquad (5\text{-}23)$$

где $Q'_{с.н}$ — расход воды на собственные нужды натрий-катионитного фильтра без использования отмывочных вод на взрыхление, м^3 на одну регенерацию; $Q''_{с.н}$ — то же с учетом использования отмывочных вод на взрыхление фильтра.

Среднечасовой расход воды на собственные нужды натрий-катионитных фильтров, м^3/ч, определяется по формуле:

$$Q^{ч}_{с.н} = \frac{Q_{с.н} a n}{24}. \qquad (5\text{-}24)$$

Межрегенерационный период работы фильтра определяется из уравнения

$$T_{Na} = \frac{24}{n} - t^{Na}_{рег}, \qquad (5\text{-}25)$$

где T_{Na} — межрегенерационный период каждого натрий-катионитного фильтра, ч; n — количество регенераций каждого фильтра в сутки; $t^{Na}_{рег}$ — время регенерации фильтра, мин.

Время регенерации натрий-катионитного фильтра в связи с большими колебаниями, зависящими от ряда факторов, следует определять для каждого конкретного случая расчетным путем по формуле:

$$t^{Na}_{рег} = t_{взр} + t_{р.р} + t_{от}, \qquad (5\text{-}26)$$

где $t_{взр}$ — время взрыхляющей промывки фильтра, мин, принимается по табл. 5-4; $t_{р.р}$ — время пропуска регенерационного раствора через фильтр, мин, определяется из уравнения:

$$t_{р.р} = \frac{Q_{р.р} \cdot 60}{w_{р.р} f_{Na}}, \qquad (5\text{-}27)$$

где $Q_{р.р}$ — количество регенерационного раствора, определяемое из уравнения (5-20), м^3; $w_{р.р}$ — скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч, принимается по табл. 5-4; $t_{от}$ — время отмывки фильтра от продуктов регенерации, мин, определяется из уравнения:

$$t_{от} = \frac{Q_{от} 60}{w_{от} f_{Na}}, \qquad (5\text{-}28)$$

где $Q_{от}$ — расход воды на отмывку катионита, определяется из уравнения (5-21), м^3; $w_{от}$ — скорость отмывки, м/ч, принимается по табл. 5-4.

Необходимость проверки времени регенерации фильтра расчетным путем может быть наглядно показана на следующем примере.

Пример. Исходная вода с общей жесткостью $Ж_0$ = 10 мг-экв/л и содержанием натрия 5 мг-экв/л умягчается на фильтре диаметром 2000 мм с удельным расходом соли на регенерацию 150 г/г-экв.

Время регенерации, подсчитанное по формуле (5-26), составляет:

при загрузке фильтра сульфоуглем и работе на минимальных скоростях пропуска регенерационного раствора и отмывки — 2,4 ч; то же при работе на максимально допустимых скоростях — 1,7 ч; при загрузке фильтра катионитом КУ-2 и работе на средних скоростях — 4,5 ч; при загрузке фильтра сульфоуглем и использовании его в качестве второй ступени натрий-катионирования — 3,5 ч.

Количество одновременно регенерируемых фильтров определяется по формуле:

$$n_{о.р} = \frac{nat_{рег}^{Na}}{24}, \quad (5\text{-}29)$$

где $n_{о.р}$ — количество одновременно регенерируемых фильтров; n — количество регенераций каждого фильтра в сутки; a — количество одновременно работающих фильтров.

Проверку совпадения регенераций особенно важно производить при автоматизации для определения количества устанавливаемых командных электрических приборов (КЭП). При совпадении регенераций, т. е. когда $n_{о.р} > 1$, требуется при автоматизации установки организовать две группы оборудования и приборов автоматизации.

5-4. АММОНИЙ-НАТРИЙ-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Аммоний-катионирование в зависимости от качества исходной воды может осуществляться в схемах параллельного или совместного аммоний-натрий-катионирования.

Схема параллельного аммоний-натрий-катионирования применяется, как правило, при содержании ионов натрия в воде более 30—35% общей жесткости и при степени обмена на аммоний a_{NH_4} больше 90 и меньше 40%.

Схема совместного аммоний-натрий-катионирования применяется, как правило, при содержании катионов натрия в воде менее 30—35% общей жесткости и при степени обмена на аммоний a_{NH_4} в пределах от 40 до 90%.

Степень обмена катионов жесткости на аммоний при совместном аммоний-натрий-катионировании или, что то же, долю воды, поступающей на аммоний-катионитные фильтры при параллельном аммоний-натрий-катионировании, определяют по формуле

$$a_{NH_4} = \frac{(Ж_к - Щ_{ост})\,100}{Ж_к + [Cl^-] + [SO_4^{2-}]}, \quad (5\text{-}30)$$

где a_{NH_4} — степень обмена катионов жесткости на аммоний (доля аммоний-катионированной воды), %; $Ж_к$ — карбонатная жесткость умягчаемой воды, мг-экв/л; $Щ_{ост}$ — условная «остаточная» щелочность (нелетучая, натриевая) умягченной воды (фильтрата) при совместном аммоний-натрий-катионировании или условная щелочность воды после смешения потоков аммоний-натрий-катионированных вод; в зависимости от необходимого снижения щелочности котловой воды принимают 0,3—0,7 мг-экв/л; $[Cl^-]$ и $[SO_4^{2-}]$ — соответственно концентрация ионов хлора и сульфата в умягчаемой воде, мг-экв/л.

При практическом отсутствии в воде ионов натрия формула (5-30) упрощается и принимает вид:

$$a_{NH_4} = \frac{(Ж_к - Щ_{ост})\,100}{Ж_{н.в}}. \quad (5\text{-}31)$$

Степень обмена катионов жесткости на натрий при совместном аммоний-натрий-катионировании или, что то же, долю воды, поступающей на натрий-катионитные фильтры при параллельном аммоний-натрий-катионировании определяют по формуле

$$a_{Na} = 100 - a_{NH_4}, \quad (5\text{-}32)$$

где a_{Na} — степень обмена катиона жесткости на натрий или доля воды, поступающей на натрий-катионитные фильтры, %.

При расчетах аммоний-катионитных фильтров в схемах параллельного аммоний-натрий-катионирования и аммоний-натрий-катионитных фильтров в схемах совместного аммоний-натрий-катионирования используют следующие, приведенные для натрий-катионитных фильтров в табл. 5-4 данные: высота слоя и крупность зерен катионита, скорость фильтрования, потери напора на фильтрах, интенсивность и продолжительность взрыхляющей промывки.

Регенерация фильтров при параллельном и совместном аммоний-натрий-катионировании из опасения загипсовывания катионита (выпадения $CaSO_4$ на зернах катионита) производится 2—3%-ным раствором сульфата аммония со скоростью пропуска регенерационного раствора и отмывочной воды не менее 10 м/ч.

Удельный расход сульфата аммония и поваренной соли в схемах аммоний-натрий-катионирования рекомендуется принимать: при одноступенчатой схеме без повторного использования реагентов — 200 г/г-экв, при двухступенчатой схеме с повторным использованием реагентов — 140 г/г-экв.

Расчет аммоний-катионитного фильтра в схеме параллельного аммоний-натрий-катионирования производится (на часть воды, подлежащую аммоний-катионированию) так же, как и расчет натрий-катионитного фильтра: по скорости фильтрования и числу регенераций в сутки. При расчете следует учесть следующие отличительные данные: рабочая емкость поглощения аммоний-катионита принимается на 10—15% больше, чем при натрий-катионировании; концентрация регенерационного раствора сульфата аммония — не более 2—3%; скорость пропуска регенерационного раствора и отмывочной воды — не менее 10 м/ч; удельный расход воды на отмывку от продуктов регенерации — 5 м³ на 1 м³ катионита.

В схемах совместного аммоний-натрий-катионирования расчет фильтра ведется так же, как и аммоний-катионитного фильтра, но на полную производительность установки. Рабочая обменная способность катионита принимается, как и при натрий-катионировании. Фильтры регенерируют общим раствором сульфата аммония и хлористого натрия. Концентрация сульфата аммония должна быть не более 2—3%; из расчета этой концентрации определяют объем регенерационного раствора и в нем дополнительно растворяют необходимое количество поваренной соли.

Состав регенерационного раствора при совместном аммоний-натрий-катионировании рассчитывают следующим путем.

По рис. 5-3 в зависимости от степени обмена катионов жесткости на аммоний a_{NH_4} определяют относительную концентрацию ионов аммония в регенерационном растворе в процентах общей массы реагентов $NH_4SO_4 + NaCl$.

Относительную концентрацию ионов натрия в регенерационном растворе определяют по формуле:

$$a^{р}_{Na} = 100 - a^{р}_{NH_4}, \qquad (5\text{-}33)$$

где $a^{р}_{Na}$ и $a^{р}_{NH_4}$ — концентрация ионов натрия и аммония в регенерационном растворе, % [или процентное

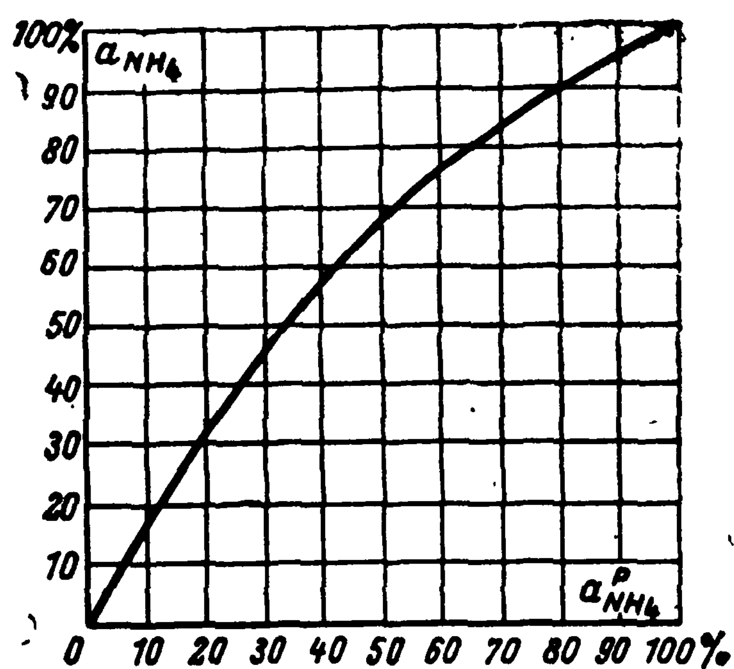


Рис. 5-3. Определение $a^{р}_{NH_4}$ (относительной концентрации $(NH_4)_2SO_4$ в регенерационном растворе) в зависимости от a_{NH_4} (степени обмена на NH_4).

содержание сульфата аммония и поваренной соли от суммы расхода $(NH_4)_2SO_4 + NaCl$].

Расход реагентов на одну регенерацию фильтра при совместном аммоний-натрий-катионировании определяют по формулам:

расход сульфата аммония

$Q^{р}_{NH_4}$, кг:

$$Q^{р}_{NH_4} = \frac{VE_{р}q_{р}a_{NH_4}}{1000 \cdot 100}; \qquad (5\text{-}34)$$

расход поваренной соли $Q^{р}_{Na}$, кг:

$$Q^{р}_{Na} = \frac{VE_{р}q_{р}a_{Na}}{1000 \cdot 100}, \qquad (5\text{-}35)$$

где V — объем катионита в фильтре, м^3; $E_р$ — рабочая емкость поглощения катионита при совместном аммоний-натрий-катионировани, г-экв/м^3 (принимают, как и при натрий-катионировании); $q_р$ — удельный расход реагентов, г/г-экв.

Расход воды на регенерацию аммоний-натрий-катионитного фильтра в схемах совместного аммоний-натрий-катионирования или на регенерацию аммоний-катионитного фильтра в схемах параллельного аммоний-натрий-катионирования слагается из:

1) расхода воды на взрыхляющую промывку, определяемого по формуле (5-19);

2) расхода воды на приготовление раствора сульфата аммония

$$Q_{р\,NH_4} = \frac{Q^{р}_{NH_4} \cdot 100}{1000 b \rho_{р.р}}, \qquad (5\text{-}36)$$

где $Q^{р}_{NH_4}$ — расход сульфата аммония на одну регенерацию, кг; b—концентрация регенерационного раствора сульфата аммония, принимают 2—3%; $\rho_{р.р}$ — плотность регенерационного раствора, т/м^3 (см. табл. 15-6);

3) расхода воды на отмывку катионита от продуктов регенерации $Q_{от}$, м^3 на одну регенерацию:

$$Q_{от} = q_{от} f_{NH_4} H_{сл}, \qquad (5\text{-}37)$$

где $q_{от}$ — удельный расход воды на отмывку аммоний-катионита от продуктов регенерации, принимается по табл. 5-4; f_{NH_4} — площадь фильтрования аммоний-катионитного фильтра (считая на пустой фильтр), м^2; $H_{сл}$ — высота слоя катионита, м.

Расход воды на регенерацию аммоний-катионитного или аммоний-натрий-катионитного фильтра без использования отмывочной воды на взрыхление определяют по уравнению (5-22) и по уравнению (5-23) при использовании отмывочной воды на взрыхление.

5-5. ХЛОР-ИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Хлор-ионитные фильтры устанавливаются только после натрий-катионитных фильтров первой ступени, так как обмен иона хлора на HCO_3 идет только в умягченной щелочной среде.

Хлор-ионитные фильтры могут быть загружены только анионитом, в этом случае при необходимости глубокого умягчения воды требуется установка после них натрий-катионитных фильтров второй ступени.

Хлор-ионитные фильтры могут быть установлены и в том случае, когда вода после них используется для подпитки тепловых сетей, где величина общей жесткости не лимитируется, а щелочность снижается хлор-ионированием до требуемых пределов.

Хлор-ионитные фильтры, чаще всего используемые для приготовления воды, питающей паровые котлы (в этом случае требуется глубокое умягчение), загружаются катионитом, а сверху анионитом; анионит снижает щелочность исходной воды, а катионит является второй ступенью натрий-катионирования. В таком смешанном натрий-хлор-ионитном фильтре обычно минимально необходимую высоту загрузки анионита определяют расчетным путем, а остальную высоту фильтрующего

слоя заполняют катионитом (но не менее чем на 0,5 м), так как он менее дефицитен и значительно дешевле анионита.

Для расчета хлор-ионитных фильтров необходимо иметь следующие исходные данные:

производительность натрий-хлорионитного фильтра Q_{Cl}, м³/ч;

требуемое снижение бикарбонатов, или остаточную щелочность обрабатываемой воды (решается при выборе схемы обработки воды), $Щ_{ост}$, мг-экв/л;

анализ исходной воды (железо, окисляемость, анионный состав: HCO_3^-; SO_4^{2-}; Cl^-; NO_2^-; NO_3^- и пр.).

Расчет хлор-ионитного фильтра производится после предварительной проверки возможности осуществления хлор-ионирования по соотношению (2-5) и содержанию суммы анионов сильных кислот (кроме Cl) — не более 3 мг-экв/л.

Расчет хлор-ионитного фильтра начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования

$$w_{Cl} = \frac{Q_{Cl}}{f_{Cl}a}, \qquad (5\text{-}38)$$

где w_{Cl} — скорость фильтрования на хлор-ионитных фильтрах, принимается равной 15—20 м/ч; Q_{Cl} — производительность фильтров, м³/ч; f_{Cl} — площадь хлор-ионитного фильтра (используются стандартные натрий-катионитные фильтры первой ступени), м²; a — количество фильтров, принимается в зависимости от требований проектируемой установки.

При большой производительности проектируемой установки и необходимости непрерывного снижения щелочности устанавливаются два рабочих фильтра и один резервный; если допустимо (при ремонте одного из фильтров) в период регенерации хлор-ионитного фильтра подавать щелочную воду, то устанавливаются два рабочих фильтра.

В небольших установках (производительностью около 5 м³/ч), если допустимо в период регенерации фильтра подавать щелочную воду, устанавливается один рабочий фильтр; при этом предполагается, что при отключении хлор-ионитных фильтров резервный фильтр первой ступени катионирования может работать в этот период как вторая ступень натрий-катионирования.

Количество удаляемых на хлор-ионитных фильтрах ионов HCO_3, г-экв/сут, определяется из уравнения:

$$A_{Cl} = 24Q_{Cl}(Щ_{и.в} - Щ_{ост}), \qquad (5\text{-}39)$$

где $Щ_{и.в}$ — бикарбонатная щелочность исходной воды, г-экв/м³;

$Щ_{ост}$ — остаточная щелочность после хлор-ионирования, г-экв/м³.

Для паровых котлов принимается меньшее значение $Щ_{ост}$, определенное по формулам, г-экв/м³:

$$Щ_{ост} = \frac{S_x}{200} \qquad (5\text{-}40)$$

или

$$Щ_{ост} = \frac{0,826}{a_x}. \qquad (5\text{-}41)$$

Для других потребителей величина $Щ_{ост}$ принимается в соответствии с требованиями, предъявляемыми к щелочности обработанной воды.

Число регенераций хлор-ионитного фильтра в сутки определяется из уравнения:

$$n = \frac{A_{Cl}}{f_{Cl}H^a_{сл}E^{Cl}_р a}, \qquad (5\text{-}42)$$

где n — число регенераций хлор-ионитного фильтра или только объема анионита в смешанном фильтре, принимается не более 3 раз в сутки; при этом одновременно регенерируется и катионит второй ступени, потребность в регенерации которого значительно реже; $H^a_{сл}$ — высота слоя анионита, м (в смешанном фильтре принимается только высота слоя анионита); $E^{Cl}_р$ — рабочая обменная способность анионита АВ-17 по иону HCO_3, г-экв/м³, принимается в расчетах ориентировочно равной 300 г-экв/м³ (при

удельном расходе соли 65 кг на 1 м³ анионита и остаточной щелочности фильтрата около 1,0—1,5 мг-экв/л) и уточняется при наладке установки в зависимости от качества исходной воды, расхода соли на регенерацию и необходимой величины остаточной щелочности фильтрата.

Подобрав из уравнения (5-42) необходимый объем анионита в хлор-ионитном фильтре по числу регенераций, определяют расход соли:

$$Q_c^{Cl} = 65 f_{Cl} H_{сл}, \qquad (5\text{-}43)$$

где Q_c^{Cl} — необходимый расход соли на одну регенерацию фильтра, кг; 65 — рекомендуемый расход соли, кг, на 1 м³ анионита, при наладке установки оптимальный расход соли следует уточнить.

Расход соли на регенерацию катионита (вторая ступень натрий-катионирования) в смешанном фильтре не рассчитывается, так как количество соли, принятое по расчету на регенерацию хлор-анионита, в десятки раз превышает количество, необходимое для регенерации катионита (Na^+ регенерирует катионит, а Cl^- — анионит).

Расчеты расхода воды на приготовление регенерационного раствора, регенерацию хлор-ионитных и натрий-катионитных фильтров в схемах натрий-хлор-ионирования производятся в соответствии с указаниями, данными при расчете натрий-катионитных фильтров в § 5-3 и по табл. 5-8.

Таблица 5-8

Технологические данные для расчета хлор-ионитных фильтров

Показатель	Cl-анионитный фильтр	Смешанный Na-Cl-ионитный фильтр
Высота слоя, м:		
анионита	2—2,5	0,5—2,0
катионита	—	0,5—2,0
Крупность зерен анионита, мм	0,35—1,2	
Скорость фильтрования, м/ч:		
допустимая	4—30	
рекомендуемая	15—20	
Потери напора, м вод. ст., при скорости фильтрования:		
10 м/ч	6—5	
20 м/ч	7—5	
30 м/ч	9—6	
Взрыхляющая промывка анионита:		
интенсивность, л/(с·м²)	3	
продолжительность, мин	15*	
Отмывка анионита:		
скорость отмывки, м/ч	6—8	
расход воды на отмывку анионита, м³/м³	4	

* Продолжительность взрыхления 15 мин принята для анионита АВ-17-8.

5-6. ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Расчет водород-катионитных фильтров производится на основании следующих исходных данных:

1) производительности фильтров, м³/ч;

2) требований, предъявляемых к водород-катионированной воде;

3) качественного состава воды, поступающей на водород-катионитные фильтры.

В зависимости от требований к качеству обработанной воды водород-катионирование осуществляется по различным схемам (см. табл. 2-5):

а) водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров осуществляется, когда требуется разрушение бикарбонатного иона, удаление только карбонатной жесткости до 0,7—1,5 мг-экв/л и снижение солесодержания исходной воды (соответствующее удаляемой карбонатной жесткости);

б) водород-катионирование в схемах параллельного водород-натрий-катионирования осуществляется, когда невозможно осуществить «голодную» регенерацию фильтров по составу исходной воды или требует-

Таблица 5-9

Технологические данные для расчета водород-катионитных фильтров

Показатель	Нормативные данные при водород-катионировании: обычном	противоточном	ступенчато-противоточном
Высота слоя катионита, м	До 2,5	До 3,3	—
Допустимая скорость фильтрования, м/ч	От 4 до 30		
Рекомендуемая нормальная скорость фильтрования, м/ч, в скобках максимальная (при регенерации одного из фильтров), при жесткости обрабатываемой воды, мг-экв/л:			
до 5	20 (30)		
до 10	15 (25)		
до 15	10 (20)		
Потери напора в фильтре, м вод. ст.	По табл. 5-10		
Количество устанавливаемых фильтров, шт.:			
работающих	Не менее 3		
резервных	1		
Количество регенераций каждого (кроме резервного) фильтра в сутки при наименее благоприятном качестве воды (в зависимости от степени автоматизации, производительности и марки катионита)	Не менее 1 и не более 3		
Взрыхление катионита:			
интенсивность, л/(с·м²)	По рис. 5-4		
продолжительность, мин	15—30[1]		
Регенерация катионита:			
удельный расход серной кислоты, г/г-экв	В зависимости от схемы водород-катионирования		
концентрация раствора, %, при загрузке:			
сульфоуглем	1,5—2,0		
катионитом КУ-2	Нарастающей концентрации[2] 1→3→6		
скорость пропуска раствора, м/ч	10		
Отмывка катионита:	Осветленной водой	Водород-катионированной водой	[3]
удельный расход, м³/м³	По табл. 5-10		
скорость пропуска отмывочной воды, м/ч	10		
Общая продолжительность регенерации, ч	По расчету		

[1] 15 мин для ионитов с высокой механической прочностью (КУ-2-8 и т. п.) без предварительного известкования.

[2] Применение нарастающей концентрации (от 1 до 6%) кислоты позволяет увеличивать емкость поглощения катионита 30—35%.

[3] Отмывка 1-го корпуса (этажа) первоначально производится водород-катионированной водой (50% общего расхода) и окончательно — осветленной водой. Отмывка 2-го корпуса (этажа) полностью производится водород-катионированной водой.

ся более глубокое снижение щелочности (до 0,3 мг-экв/л);

в) водород-катионирование в схемах химического обессоливания осуществляется, когда требуется частичное или полное обессоливание исходной воды.

Влияние качества исходной воды подробно излагается ниже при рассмотрении схем водород-катионирования.

Основные технологические данные для расчета водород-катионитных фильтров приведены в табл. 5-9, технологические данные для катионитов, используемых при водород-катионировании, приведены в табл. 5-10. В табл. 5-11 приведены

Таблица 5-10

Технологические данные по катионитам, используемым при водород-катионировании

Показатель	Нормативные данные при водород-катионировании		
	обычном	противоточном	ступенчато-противоточном
Крупность зерен, мм:			
СК-1	0,5—1,1	1,0—1,1	0,5—1,1
КУ-2-8	0,3—1,25	1,0—1,25	0,3—1,25
Допустимая высота слоя катионита, м:	до 2,5	до 3,3	*
двухкорпусный фильтр: 1-й корпус	—	—	до 2,5
двухкорпусный фильтр: 2-й корпус	—	—	до 2,5
двухэтажный фильтр: 1-й этаж, 2-й этаж	—	—	По заводским данным
Насыпная масса товарного катионита, т/м³:			
СК-1	0,65—0,7	0,65—0,7	0,65—0,7
КУ-2-8	0,71	0,71	0,71
То же в набухшем состоянии, т/м³:			
СК-1	0,55	0,55	0,55
КУ-2-8	0,69	0,69	0,69
Расход катионита при эксплуатации (измельчение) при температуре до 40°С, %:			
сульфоуголь в первый год эксплуатации	—	20	—
то же в последующие годы	—	12	—
катионит КУ-2-8 в первый год эксплуатации	15	—	15
то же в последующие годы	10	—	10
Температура обрабатываемой воды, °С:			
в схемах химического обессоливания		20—25	
в прочих схемах		15—40	
Сопротивление фильтров (потери напора), м вод. ст., при загрузке катионитами марок:			
СК-1 при скорости фильтрования, м/ч:			
10	5	7	10
20	6	8	12
30	7	10	14
КУ-2-8 при скорости фильтрования, м/ч:			
10	10	—	20
20	12	—	24
30	14	—	28
Расход воды на отмывку катионита, м³/м³:			
сульфоуголь при «голодном» режиме регенерации	5	—	—
то же при одноступенчатом водород-катионировании	5	—	—
то же при двухступенчатом водород-катионировании	10	—	—
катионит КУ-2 при одноступенчатом водород-катионировании	6,5	—	—
то же при двухступенчатом водород-катионировании	12,0	—	—

* При использовании гранулированного катионита КУ-2-8 высота загрузки принимается такой, чтобы воздушная подушка была не менее 100% высоты фильтрующего слоя.

Таблица 5-11

Технология водород-катионирования в зависимости от качества исходной воды

Рекомендуемый катионит	Качественные показатели исходной воды, мг-экв/л	Рекомендуемая технология водород-катионирования: обычная	противоточная	ступенчато-противоточная
Сульфоуголь СК-1	Количество Na^+	$<0{,}5$	$\leqslant 1$	$\leqslant 1$
	$\sum SO_4^{2-}+Cl^-+NO_2^-+NO_3^-$	<3	<3	<3
Катионит КУ-2-8	Количество Na^+	Независимо от содержания Na^+		
	$\sum SO_4^{2-}+Cl+NO_2^-+NO_3^-$	3—5	5—12	5—12*

* При содержании в исходной воде Na^+ выше 1 мг-экв/л и суммы анионов сильных кислот $\Sigma A_{с.к}$ до 3 мг-экв/л, а также при $\Sigma A_{с.к}=3\div5$ независимо от содержания Na^+ рекомендуется применять двухступенчатое водород-катионирование с использованием в первой ступени сульфоугля, а во второй ступени — катионита КУ-2-8.

рекомендуемые ВТИ марки катионитов и технология проведения водород-катионирования в схемах химического обессоливания в зависимости от качества исходной воды.

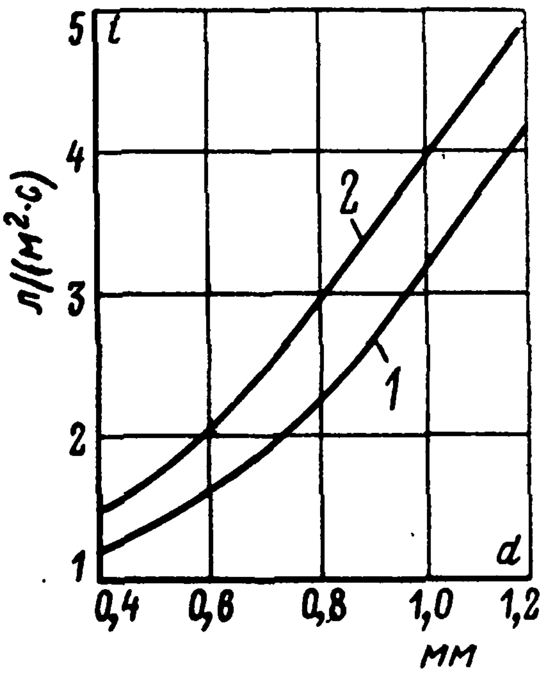


Рис. 5-4. График для определения необходимой интенсивности взрыхления катионита i в зависимости от диаметра зерен катионита d.

1 — при $t=5$°С; 2 — при $t=20$°С.

На рис. 5-4 приведен график для определения необходимой интенсивности взрыхления катионита.

а) ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ В СХЕМЕ ВОДОРОД-КАТИОНИРОВАНИЯ С «ГОЛОДНОЙ» РЕГЕНЕРАЦИЕЙ ФИЛЬТРОВ

Расчет водород-катионитного фильтра при регенерации его «голодной» дозой кислоты начинают с определения величин K и A по качеству исходной воды из уравнений (2-13) и (2-14), затем по табл. 2-4 принимают рекомендации к осуществлению этой схемы.

При возможности осуществления «голодного» режима регенерации водород-катионитных фильтров предварительно подбирают диаметр и количество стандартных фильтров по скорости фильтрования, которую определяют по формулам:

нормальная скорость

$$w_н=\frac{Q_н}{f_н a};\qquad (5\text{-}44)$$

максимальная скорость

$$w_м=\frac{Q_н}{f_н(a-1)},\qquad (5\text{-}45)$$

где $w_н$ и $w_м$ — скорости фильтрования соответственно нормальная и максимальная, принимаются по табл. 5-9, м/ч; $Q_н$ — производительность водород-катионитных фильтров, м³/ч; $f_н$ — площадь фильтрования стандартного водород-катионитного фильтра, принимается, как и осветлительного (табл. 5-3), м²; a — количество работающих фильтров, принимают не менее двух, кроме того, один резервный, который в расчете не учитывается; $a-1$ — число фильтров при регенерации одного из них.

Диаметр фильтра обусловливается скоростью фильтрования, если на водород-катионитных фильтрах удаляется небольшое количество солей жесткости; при умягчении же воды с большой жесткостью (при «голодном» режиме — карбонатной) решающим фактором становится количество регенераций фильтра в сутки.

Количество солей жесткости, удаляемое на фильтрах, определяется по формуле

$$A_г = 24Q_Н\left(Ж_к - Ж_к^{ост}\right), \quad (5\text{-}46)$$

где $A_г$ — количество солей жесткости, удаляемое на водород-катионитных фильтрах при «голодной» регенерации в сутки, г-экв/сут; $Ж_к$ — карбонатная жесткость исходной воды, мг-экв/м³; $Ж_к^{ост}$ — остаточная карбонатная жесткость, в зависимости от требований к обработанной воде и качеству исходной воды принимаемая равной 0,7—1,5 г-экв/м³.

Число регенераций каждого фильтра в сутки (см. табл. 5-9) определяется по формуле:

$$n = \frac{A_г}{f_Н H_{сл} E_р^г a}, \quad (5\text{-}47)$$

где $H_{сл}$ — высота слоя катионита, м; $E_р^г$ — рабочая обменная способность сульфоугля при водород-катионировании с «голодной» регенерацией, г-экв/м³, принимается по табл. 2-4.

Расход 100-ной серной кислоты на одну регенерацию водород-катионитного фильтра при «голодной» регенерации определяется по уравнению, кг:

$$Q_{к.г}^р = \frac{q_к^г f_Н H_{сл} E_р^г}{1000}, \quad (5\text{-}48)$$

где $q_к^г$ — удельный расход серной кислоты при «голодном» режиме регенерации, г/г-экв, принимается по табл. 2-4.

Расход технической серной кислоты на регенерацию фильтров в сутки определяется по формуле, кг/сут:

$$Q_{т.к}^г = \frac{Q_{к.г}^р n a \cdot 100}{c}, \quad (5\text{-}49)$$

где c — содержание H_2SO_4 в технической серной кислоте, используемой для энергетических целей (не менее 92%), %.

Расход воды на одну регенерацию водород-катионитного фильтра слагается из:

1) расхода воды на взрыхляющую промывку фильтра $Q_{взр}$, определяемую, как и для натрий-катионитных фильтров, по уравнению (5-19);

2) расхода воды на приготовление регенерационного раствора кислоты на одну регенерацию, м³:

$$Q_{р.г} = \frac{Q_{к.г}^р 100}{1000 b \rho_{р.р}}, \quad (5\text{-}50)$$

где b — концентрация регенерационного раствора, %, принимается по табл. 5-9; $\rho_{р.р}$ — плотность регенерационного раствора серной кислоты в зависимости от концентрации H_2SO_4, т/м³, принимается по табл. 15-7;

3) расхода воды на отмывку катионита от продуктов регенерации, м³:

$$Q_{от} = q_{от} f_Н H_{сл}, \quad (5\text{-}51)$$

где $q_{от}$ — удельный расход воды на отмывку катионита, м³/м³, принимается по табл. 5-10.

Расход воды на одну регенерацию водород-катионитного фильтра без использования отмывочной воды на взрыхление, м³, составляет:

$$Q_{с.н}^Н = Q_{взр} + Q_{р.г} + Q_{от}; \quad (5\text{-}52)$$

с учетом использования отмывочной воды на взрыхляющую промывку фильтров, м³:

$$Q_{с.н.и}^Н = Q_{р.г} + Q_{от}, \quad (5\text{-}53)$$

где $Q_{с.н}^Н$ — расход воды на собственные нужды водород-катионитного фильтра без использования отмывочных вод на взрыхление, м³ на одну регенерацию; $Q_{с.н.и}^Н$ — то же с учетом использования отмывочных вод на взрыхление фильтра, м³ на одну регенерацию.

Среднечасовой расход воды на собственные нужды водород-катионитных фильтров, м³/ч, определяется по формуле:

$$Q^{ч}_{с.н}=\frac{Q^{Н}_{с.н}\,na}{24}. \qquad (5\text{-}53а)$$

Межрегенерационный период работы каждого водород-катионитного фильтра $T_Н$, ч, определяется из уравнения:

$$T_Н=\frac{24}{n}-t^{Н}_{рег}, \qquad (5\text{-}54)$$

где n — количество регенераций каждого фильтра в сутки;

$t^{Н}_{рег}$ — время регенерации водород-катионитного фильтра, ч.

Время регенерации водород-катионитного фильтра в связи с большими колебаниями этой величины, зависящей от ряда факторов, следует определять в каждом конкретном случае расчетным путем по формуле:

$$t^{Н}_{рег}=\frac{t^{Н}_{взр}+t^{Н}_{р.р}+t^{Н}_{от}}{60}, \qquad (5\text{-}55)$$

где $t^{Н}_{взр}$ — время взрыхляющей промывки водород-катионитного фильтра, мин, принимается по табл. 5-9;

$t^{Н}_{р.р}$ — время пропуска регенерационного раствора через водород-катионитный фильтр, мин, зависит от концентрации регенерационного раствора и скорости пропуска его через катионит ($w=10$ м/ч), определяется из уравнения:

$$t^{Н}_{р.р}=\frac{6Q_{р.г}}{f_Н}; \qquad (5\text{-}56)$$

$t^{Н}_{от}$ — время отмывки фильтра от продуктов регенерации, мин, при скорости отмывки $w=10$ м/ч, определяется из уравнения

$$t^{Н}_{от}=\frac{6Q_{от}}{f_Н}. \qquad (5\text{-}57)$$

Количество одновременно регенерируемых водород-катионитных фильтров может быть определено, как и для натрий-катионитных фильтров, по уравнению (5-29).

б) ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ В СХЕМЕ ПАРАЛЛЕЛЬНОГО ВОДОРОД-НАТРИЙ-КАТИОНИРОВАНИЯ

При обработке воды путем параллельного водород-натрий-катионирования *доля воды, обрабатываемой* на водород-катионитных фильтрах, определяется из уравнений:

при $Щ_{и.в}>Ж_к$

$$y=\frac{Щ_{и.в}-Щ_{ост}}{Ж_{и.в}-Ж_{н.к}}; \qquad (5\text{-}58)$$

при $Щ_{и.в}=Ж_к$

$$y=\frac{Щ_{и.в}-Щ_{ост}}{Ж_0}; \qquad (5\text{-}59)$$

доля воды, обрабатываемой на натрий-катионитных фильтрах, определяется из уравнения:

$$x=1-y,$$

где x и y — доля воды, подлежащей умягчению соответственно на натрий-катионитных и водород-катионитных фильтрах; $Щ_{ост}$ — остаточная щелочность воды, обработанной по схеме параллельного водород-натрий-катионирования, мг-экв/л.

Производительность водород-катионитных фильтров определяется по формуле

$$Q_Н=yQ, \qquad (5\text{-}60)$$

где Q — полная производительность водоподготовительной установки, м³/ч.

Предварительный выбор диаметра и количество стандартных водород-катионитных фильтров по скорости фильтрования производится из уравнений (5-44) и (5-45).

Количество солей жесткости, удаляемое на водород-катионитных фильтрах, определяется из уравнения:

$$A_Н=24Q_Н\,(Ж_0-Ж_{ост}), \qquad (5\text{-}61)$$

где $A_Н$ — количество солей жесткости, удаляемое в сутки на водород-катионитных фильтрах при параллельном водород-натрий-катионировании, г-экв/сут; $Ж_{ост}$ — остаточная жесткость после водород-катионит-

Таблица 5-12

Коэффициент эффективности регенерации водород-катионитных фильтров

Удельный расход серной кислоты на регенерацию катионита, г/г-экв	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	200	250
α_H	0,68	0,71	0,75	0,78	0,82	0,85	0,86	0,87	0,89	0,9	0,91	0,92	0,93

ных фильтров рассчитываемой схемы, принимается обычно 0,1 г-экв/м³.

Число регенераций каждого водород-катионитного фильтра определяется из уравнения

$$n = \frac{A_H}{f_H H_{сл} E_р^H a}, \qquad (5\text{-}62)$$

где n — количество регенераций каждого фильтра в сутки, которое должно быть в пределах, рекомендуемых в табл. 5-9; $E_р^H$ — рабочая обменная способность водород-катионита, г-экв/м³; a — количество рабочих фильтров (без резервного).

Рабочая обменная способность катионита при умягчении воды (до «проскока» катионов Ca^{2+} и Mg^{2+}) путем водород-катионирования определяется из уравнения:

$$E_р^H = \alpha_H \beta_{Na} E_{пол} - 0{,}5 q C_к, \qquad (5\text{-}63)$$

где α_H — коэффициент эффективности регенерации водород-катионита, принимается по табл. 5-12 в зависимости от удельного расхода серной кислоты на регенерацию; β_{Na} — коэффициент, учитывающий снижение обменной способности по Ca^{2+} и Mg^{2+} за счет частичного задержания катионов Na^+, принимается по табл. 5-6 (аналогично процессу натрий-катионирования); q — удельный расход воды на отмывку катионита, принимается по табл. 5-10; $C_к$ — общее содержание в воде катионов кальция, магния, натрия и калия, г-экв/м³.

Расход серной кислоты на одну регенерацию водород-катионитного фильтра в схеме параллельного водород-натрий-катионирования определяется из уравнения:

$$Q_к^р = \frac{q_к f_H H_{сл} E_р^H}{1000}, \qquad (5\text{-}64)$$

где $Q_к^р$ — расход 100%-ной серной кислоты на одну регенерацию фильтра, кг; $q_к$ — удельный расход кислоты на регенерацию, г на 1 г-экв рабочей обменной емкости поглощения катионита.

Удельный расход кислоты на регенерацию катионита принимается по графику (рис. 5-5) в зависимости от солесодержания исходной воды и требуемой жесткости фильтрата. Принятый удельный расход кислоты одновременно должен обеспечивать остаточную жесткость фильтрата и целесообразную обменную способность катионита, обусловливаемую эффективностью регенерации, приведенной в табл. 5-12.

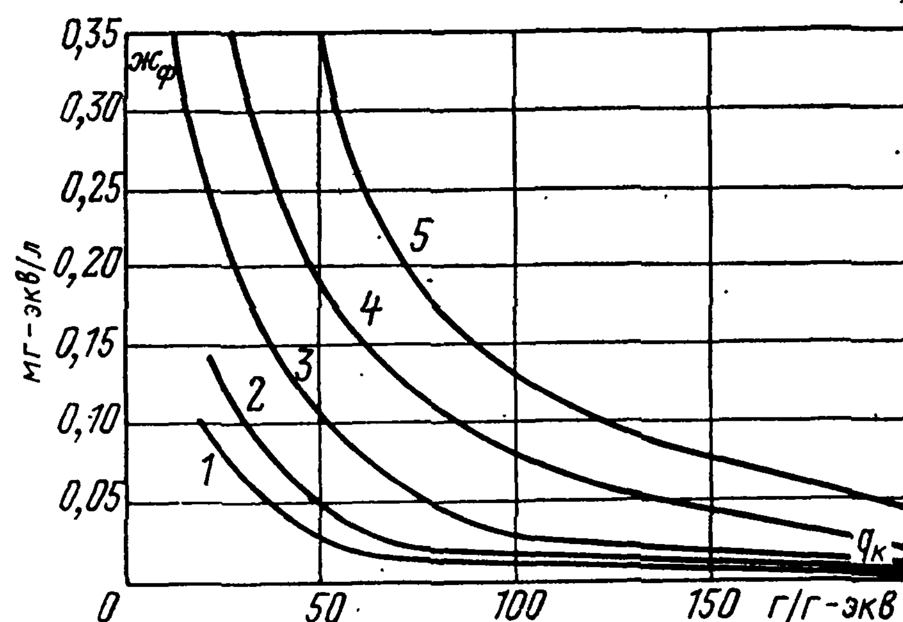


Рис. 5-5. Определение удельного расхода серной кислоты $q_к$ в зависимости от требуемой жесткости фильтрата $Ж_ф$ и общего солесодержания исходной воды.

Общее солесодержание исходной воды, мг-экв/л: *1* — 5; *2* — 7; *3* — 10; *4* — 15; *5* — 20.

Расход серной кислоты на регенерацию водород-катионитных фильтров, кг/сут, определяется:

100-ной H_2SO_4

$$Q_к^{сут} = Q_к^р n a; \qquad (5\text{-}65)$$

технической H_2SO_4

$$Q_{к.т}^{сут} = \frac{Q_к^{сут} \cdot 100}{c}, \qquad (5\text{-}65а)$$

где $Q_к^{сут}$ и $Q_{к.т}^{сут}$ — расход 100%-ной и технической серной кислоты, кг/сут.

Расход воды на регенерацию и время регенерации водород-катионитных фильтров в схеме параллельного водород-натрий-катионирования определяется так же, как и при «голодном» режиме регенерации (см. § 5-6, п. «а»).

Количество одновременно регенерируемых водород-катионитных фильтров определяется по уравнению (5-29).

в) ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ В СХЕМАХ ЧАСТИЧНОГО ХИМИЧЕСКОГО ОБЕССОЛИВАНИЯ

В схемах частичного химического обессоливания водород-катионитные фильтры в зависимости от требований к качеству обессоленной воды могут работать:

а) до «проскока» катионов жесткости Ca^{2+} и Mg^{2+};

б) до «проскока» катиона Na^+;

в) с частичным удалением Na^+ (отключение фильтра на регенерацию по заданной кислотности фильтрата, при этом увеличивается рабочая обменная емкость поглощения водород-катионита).

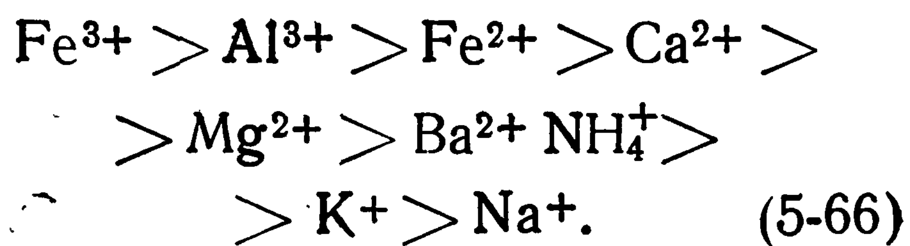
При работе водород-катионитных фильтров до «проскока» катионов жесткости их расчет следует производить в соответствии с рекомендациями, приведенными в § 5-6, б.

При работе водород-катионитного фильтра с частичным удалением катиона Na^+ в зависимости от состава исходной воды следует выбрать схему обессоливания в соответствии с рекомендациями, приведенными в § 2-5, г.

Из приведенных вариантов рис. 2-10 устанавливается, какой принять катионит (сульфоуголь или катионит КУ-2), конструкция фильтра (обычный или противоточный), после чего предварительно по скорости фильтрования подбирается диаметр фильтра из уравнений (5-44) и (5-45).

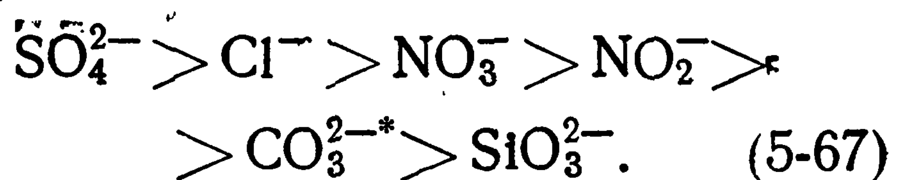
Расчет количества удаляемых на водород-катионитных фильтрах катионов производится с учетом состава воды, поступающей на водород-катионитные фильтры. Для простоты и наглядности решения этого вопроса следует представить анализ воды в виде диаграммы гипотетического состава аналогично рис. 1-1 с учетом изменений, которые могли произойти с исходной водой, если осуществлялось предварительное известкование, коагуляция и т. п.

Обмен катионов на водород-катионных фильтрах происходит соответственно ряду



$$Fe^{3+} > Al^{3+} > Fe^{2+} > Ca^{2+} > Mg^{2+} > Ba^{2+}\ NH_4^+ > K^+ > Na^+. \qquad (5\text{-}66)$$

Анионы при обессоливании удаляются в следующем порядке: HCO_3^- разрушается в основном при водород-катионировании с удалением CO_2 в декарбонизаторах (возможна предварительная декарбонизация путем известкования), обмен анионов кислот на OH^- анионита происходит в следующей последовательности:



$$SO_4^{2-} > Cl^- > NO_3^- > NO_2^- > CO_3^{2-*} > SiO_3^{2-}. \qquad (5\text{-}67)$$

Состав воды после частичного обессоливания по заданному солесодержанию определяется по уравнениям (1-17)—(1-20) в соответствии с указаниями, приведенными в § 1-3.

В результате вышеуказанного расчета будет известно остаточное содержание катионов Na^+ в обессоленной воде.

Количество катионов, удаляемое на водород-катионитных фильтрах, определяется из уравнения:

$$A_к = 24\,(\Sigma\, Kat - Na_{ост})\,Q_Н\,, \qquad (5\text{-}68)$$

* Остаточное содержание углекислоты в обрабатываемой воде в зависимости от pH среды, в которой она будет находиться, может быть в виде CO_2, HCO_3^- и CO_3^{2-} (см. рис. 10-4).

где $A_к$ — количество катионов (Ca^{2+}, Mg^{2+} и Na^+), удаляемое в сутки на водород-катионитных фильтрах, г-экв/сут; $\Sigma Кат$ — содержание катионов, поступающих на водород-катионитные фильтры, г-экв/м³; $Na_{ост}$ — остаточное содержание натрия в частично обессоленной воде г-экв/м³, определяемое из уравнения (1-19) или (1-20).

Число регенерации водород-катионитных фильтров (должно соответствовать рекомендациям табл. 5-9) определяется из уравнения:

$$n = \frac{A_к}{f_Н H_{сл} E_р^Н a}, \quad (5\text{-}69)$$

где $f_Н$ — площадь стандартного фильтра, м²; $H_{сл}$ — высота слоя катионита, м, в противоточном фильтре принимается высота только «зажатого слоя», т. е. 3,3 м; $E_р^Н$ — рабочая обменная способность катионита, г-экв/м³; a — количество рабочих фильтров (без резервного).

Рабочая обменная способность катионита при водород-катионировании определяется из уравнения:

$$E_р^Н = \alpha_э E_{пол}^Н - 0{,}5q (Ж_о + C_{Na}), \quad (5\text{-}70)$$

где $\alpha_э$ — коэффициент эффективности регенерации, составляет 0,9—0,93 при удельном расходе серной кислоты на регенерацию, определенном по графику на рис. 5-6; $E_{пол}^Н$ — полная динамическая обменная способность катионита, г-экв/м³, принимается по паспортным данным завода; q — удельный расход отмывочной воды, м³/м³, принимается по табл. 5-10; $Ж_о$ — общая жесткость воды, поступающей на водород-катионитные фильтры, г-экв/м³; C_{Na} — концентрация натрия в обрабатываемой воде, г-экв/м³.

Расход 100%-ной серной кислоты на одну регенерацию водород-катионитного фильтра первой ступени при частичном обессоливании, кг, определяется из уравнения:

$$Q_к = \frac{q_к f_Н H_{сл} E_р^Н}{1000}, \quad (5\text{-}71)$$

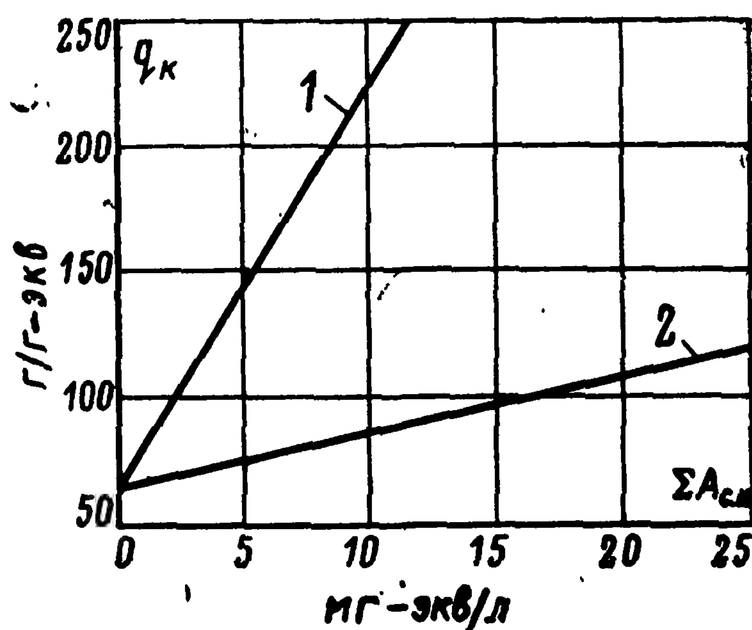


Рис. 5-6. Определение удельного расхода серной кислоты $q_к$ на регенерацию водород-катионитных фильтров первой ступени в зависимости от суммарного содержания анионов сильных кислот $\Sigma A_{с.к}$ (SO_4^{2-} и Cl^-).

1 — при обычной регенерации; *2* — при противоточной регенерации.

где $q_к$ — удельный расход серной кислоты, принимается по графику (рис. 5-6) в зависимости от солесодержания обессоливаемой воды и конструкции фильтра (обычный или противоточный), г/г-экв.

Расход технической серной кислоты в сутки определяется по формуле (5-49).

Расход воды на регенерацию водород-катионитного фильтра при использовании сульфоугля и обычного фильтра может соответственно определяться по уравнениям (5-19), (5-50)—(5-53). При противоточном катионировании и использовании катионита КУ-2 регенерация фильтра производится регенерационным раствором нарастающей концентрации из расчета:

Содержание H_2SO_4, %, в регенерационном растворе	Доля общего расхода H_2SO_4 на регенерацию
1	0,4
3	0,3
6	0,3

Количество воды, необходимое для приготовления регенерационного раствора перечисленных концентраций, на одну регенерацию, м³, соответственно определяется как сумма растворов всех концентраций:

$$Q_{р.н.к} = \frac{Q_к \cdot 100}{1000}\left(\frac{0{,}4}{\rho_1} + \frac{0{,}3}{3\rho_2} + \frac{0{,}3}{6\rho_6}\right), \quad (5\text{-}72)$$

где $Q_{р.н.к}$ — общий объем регенерационных растворов нарастающей концентрации, м^3; ρ_1, ρ_3, ρ_6 — соответственно плотности 1-, 3- и 6%-ных растворов H_2SO_4, т/м^3.

г) РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРИМЕНЕНИЮ ПРОТИВОТОЧНЫХ ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫХ ФИЛЬТРОВ

Противоточные водород-катионитные фильтры используются для глубокого удаления содержащихся в обрабатываемой воде катионов; при противоточном катионировании расширяется возможность более полного удаления катионов из высокоминерализованных вод в одну ступень при одновременном снижении расхода реагента.

При обычной технологии ионирования фильтр приходится регенерировать значительным избытком регенерирующего вещества, причем этот избыток тем больше, чем выше солесодержание обрабатываемой воды и чем более жесткие требования предъявляются к глубине удаления катионов (к качеству фильтрата).

Как видно из рис. 5-5, для воды с общим солесодержанием 20 мг-экв/л глубокое умягчение воды (примерно до 0,02 мг-экв/л) на обычных фильтрах получить невозможно, даже при удельном расходе кислоты более 200 г/г-экв (четырехкратный расход). На противоточном фильтре при катионировании в одну ступень можно принять удельный расход кислоты 100 г/г-экв (см. рис. 5-6), при этом полностью удаляются катионы жесткости и даже остаточное содержание натрия не более 0,08 мг-экв/л.

Остаточное содержание натрия (при коэффициенте эффективности регенерации $\alpha_э = 90 \div 93\%$) может быть определено из отношения

$$C_{Na} \approx \frac{(\Sigma\, Ca, Mg, Na)^2}{5000}.$$

Одновременное удаление катионов жесткости и натрия по условиям регенерации целесообразно только при использовании катионита КУ-2.

При использовании сульфоугля обменная способность последнего по Ca^{2+} и Mg^{2+} в 2 раза больше, чем по Na^+. В связи с этим необходимо применять двухступенчатое или ступенчато-противоточное катионирование и одновременно ограничивать применение указанных схем только для вод малой и средней минерализации, как это рекомендуется в табл. 5-11.

В настоящее время имеются литературные данные по проектированию установок с применением в противоточных фильтрах только сульфоугля. Однако использование катионита КУ-2 подтверждается опытом эксплуатации, проверенным ОРГРЭС на ряде установок (Костромская ГРЭС, ТЭЦ № 8), а также опытом работы Трипольской ГРЭС, однако ряд операций по регенерации фильтра этой конструкции требует доработки.

Для высокоминерализованных вод при водород-катионировании, а также при натрий-катионировании следует использовать серийно выпускаемые Таганрогским котельным заводом (ТКЗ) противоточные водород-катионитные фильтры $D_у = 2000 \div 3400$ мм (см. рис. 7-19) с «зажатым» слоем катионита.

Конструктивной особенностью противоточных фильтров, выпускаемых ТКЗ, является наличие среднего дренажно-распределительного устройства и над ним слоя катионита высотой приблизительно 0,4 м, выполняющего функции механического фильтра и защищающего щели среднего дренажа от засорения мелочью во время взрыхления. Регенерационная и отмывочная вода, пропускаемая снизу вверх, сбрасывается через средний дренаж, которым (для обеспечения неподвижности рабочего слоя катионита 3,3 м) одновременно отводится подаваемая сверху осветленная вода — «блокирующий поток».

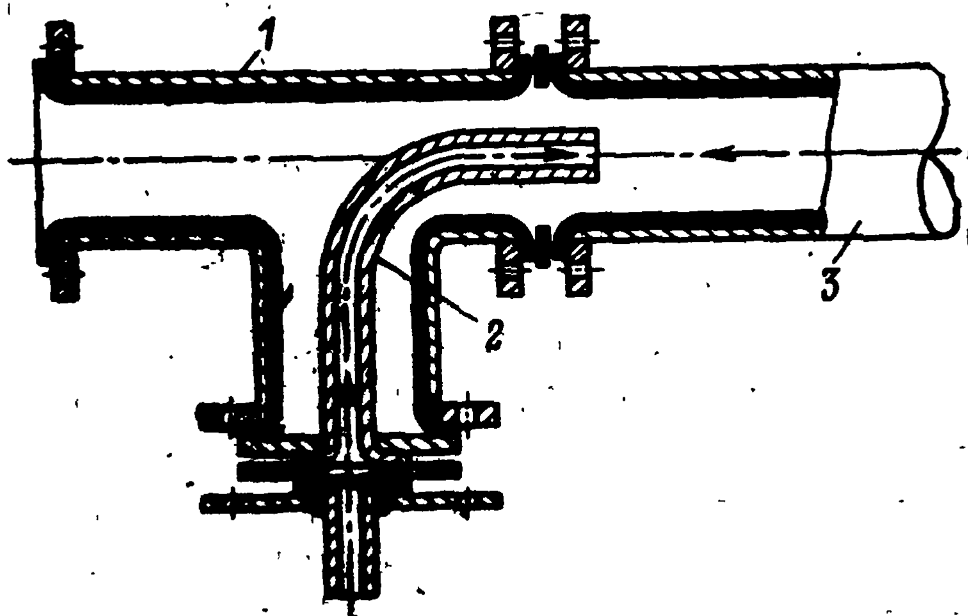


Рис. 5-7. Смеситель.

1 — труба с футеровкой из фторопласта; *2* — труба из фторопласта для подвода крепкой серной кислоты; *3* — водород-катионированная вода для приготовления регенерационного раствора нужной концентрации.

Скорость фильтрования на противоточных фильтрах, загруженных сульфоуглем, принимается 10—20 м/ч, загруженных катионитом КУ-2 — до 25 м/ч. Направление движения обрабатываемой воды сверху вниз. Пропуск регенерационного раствора (для катионита КУ-2 — нарастающей концентрации) производится снизу вверх. Приготовление регенерационного раствора осуществляется непосредственно в трубе — смесителе (рис. 5-7).

Начальная концентрация регенерационного раствора в противоточном фильтре не допускается более 1%; при более высокой концентрации может произойти выпадание гипса, так как раствор поступает не в «водяную подушку» аппарата и первые его порции не разбавляются, как в обычных фильтрах.

Скорость пропуска регенерационного раствора 10 м/ч.

Для обеспечения неподвижности слоя сульфоугля ($H_{сл} = 3{,}3$ м) при регенерации в фильтр через верхнюю распределительную систему подается «блокирующий поток» осветленной воды со скоростью 7—10 м/ч и затем сбрасывается через среднее дренажное устройство.

Отмывка фильтра от продуктов регенерации производится только водород-катионированной водой со скоростью 10 м/ч в том же направлении (снизу вверх). Во избежание поглощения катионов из отмывочной воды нижними слоями сульфоугля отмывка фильтра сырой водой не допускается. Отмывка производится до кислотности, превышающей исходную на 1 мг-экв/л (примерно 30 мин).

После регенерации и отмывки фильтра осуществляется взрыхляющая промывка верхнего слоя ($H_{сл} = 0{,}4$ м), расположенного над средним дренажным устройством. Взрыхляющая промывка выполняется осветленной водой через среднее дренажное устройство, сбрасываемой через верхний дренаж. Взрыхление осуществляется со скоростью 10 м/ч, длительность операции 15 мин. Взрыхляющая промывка всего слоя производится примерно через 10 циклов (на Трипольской ГРЭС через 20 циклов). Эту величину следует уточнить при наладке установки.

При расчете водород-катионитного противоточного фильтра (число регенераций, расход кислоты, отмывка) принимается только высота «зажатого слоя», т. е. 3,3 м.

На рис. 5-8 показана схема автоматизации противоточного водород-катионитного фильтра, загруженного катионитом КУ-2.

В данной схеме несколько изменена обвязка стандартного фильтра, поставлено минимальное количество запорных мембранно-исполнительных клапанов (МИК), позволяющих при помощи командного электроприбора (КЭП) автоматически вести процессы регенерации.

Необходимость отключения фильтра на регенерацию определяется по результатам химического контроля качества фильтрата, производимого вручную.

При отключении фильтра на регенерацию на щите управления нажимается кнопка дистанционного управления, в результате чего:

а) гидравлические клапаны МИК *1* и *2* закрываются, фильтр отключается на восстановление;

б) включается КЭП, проводящий автоматически все заданные опера-

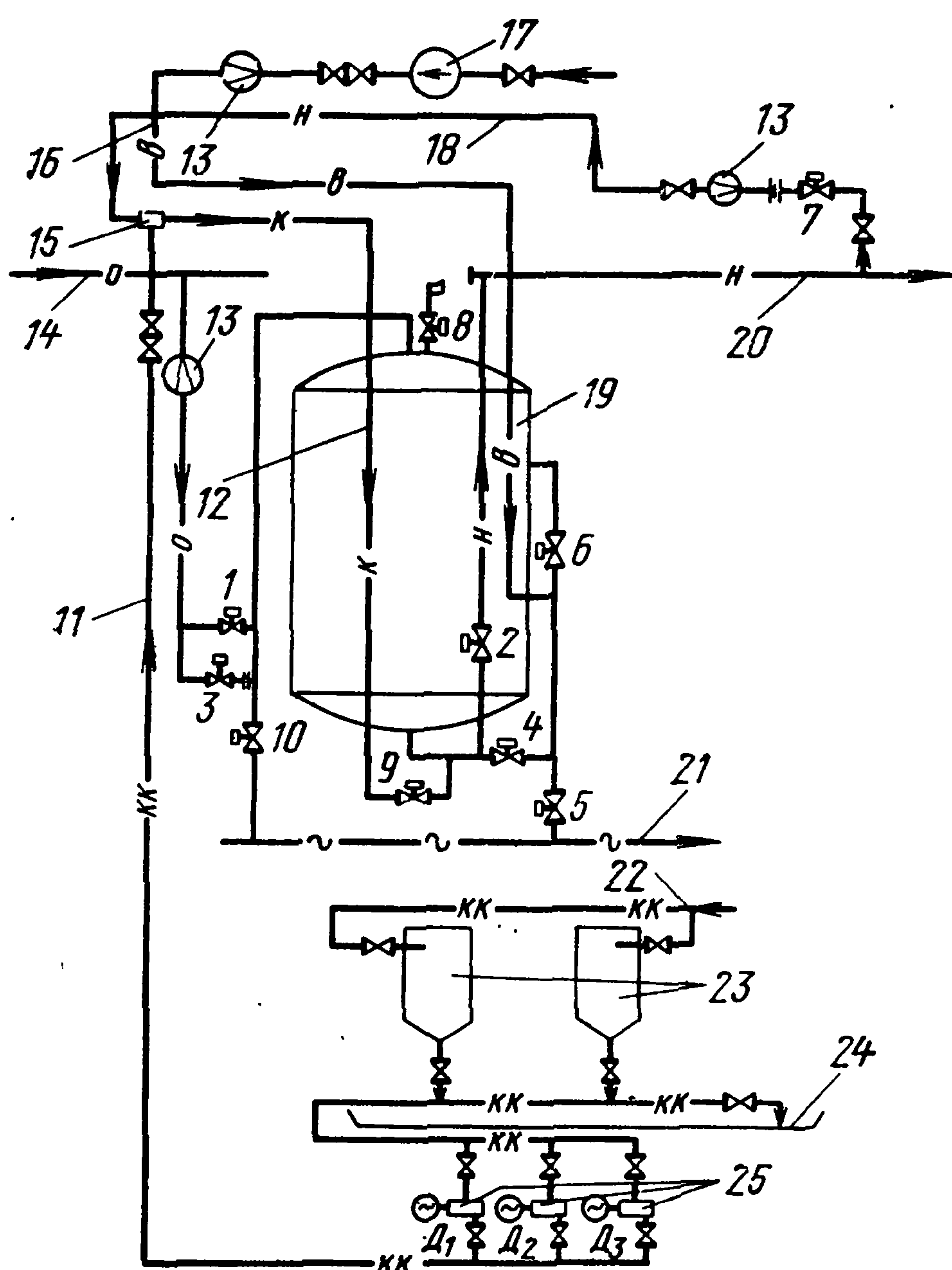


Рис. 5-8. Схема автоматизации противоточного водород-катионитного фильтра.

1—10 — запорные мембранно-исполнительные клапаны (МИК); *11* — крепкая серная кислота на приготовление регенерационного раствора; *12* — трубопровод регенерационного раствора кислоты; при отмывке фильтра — отмывочной воды; *13* — расходомер; *14* — осветленная (исходная) вода; *15* — смеситель (см. рис. 5-7); *16* — вода для взрыхляющей промывки фильтра; *17* — насос взрыхляющей промывки; *18* — водород-катионированная вода для приготовления регенерационного раствора и отмывки фильтра; *19* — противоточный водород-катионитный фильтр; *20* — водород-катионированная вода; *21* — сброс в дренаж или в бак нейтрализации сбросных вод; *22* — крепкая серная кислота со склада; *23* — мерник крепкой серной кислоты; *24* — поддон; *25* — насосы-дозаторы крепкой серной кислоты типа НД ($Д_1$, $Д_2$ и $Д_3$).

ции восстановления фильтра в следующей последовательности:

1) включение «блокирующего потока» — открытие МИК *5*, *6* и *3*;

2) открытие МИК *7* и *9*;

3) последовательное подключение насосов-дозаторов $Д_1$ для дозировки 1%-ного раствора серной кислоты; $Д_1+Д_2$ — для 3%-ного раствора и $Д_1+Д_2+Д_3$ — для 6%-ного раствора, пропускаемого через фильтр со скоростью 10 м/ч;

4) по окончании пропуска регенерационного раствора отключаются все насосы-дозаторы ($Д_1$, $Д_2$ и $Д_3$);

5) отмывка осуществляется также со скоростью 10 м/ч водород-катионированной водой, поступающей через МИК *7* и *9* снизу и сбрасывается через средний дренаж (МИК *5* и *6*); по окончании отмывки закрываются МИК *7*, *9*, *3* и *5*, «блокирующий поток» снимается.

6) после регенерации и отмывки производится взрыхляющая промывка слоя, расположенного над средним дренажем ($H_{сл}=0,4$ м); КЭП дает команду: МИК *8* открывается на 2—3 мин для удаления воздуха и тут же закрывается, затем открывается МИК *10* и одновременно включается насос промывочной воды — взрыхляющая промывка производится со скоростью 10 м/ч, длительность операции — 15 мин.

По окончании взрыхления верхнего слоя закрываются МИК *6*, *10*, отключается насос взрыхляющей промывки и по светзвуковому сигналу окончания процесса восстановления фильтра кнопкой со щита управления фильтр включается в работу — МИК *1* и *2* открываются.

Когда необходимо осуществить взрыхление всего слоя катионита, загруженного в противоточный фильтр, после окончания отмывки и снятия «блокирующего потока» открываются МИК *4* и *10* и включается насос *17*. По окончании взрыхляющей промывки закрываются МИК *4* и *10*, отключается насос *17* и дается светозвуковой сигнал окончания процесса восстановления фильтра. Фильтр включается в работу.

5-7. АНИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ В СХЕМАХ ЧАСТИЧНОГО ХИМИЧЕСКОГО ОБЕССОЛИВАНИЯ

Назначение анионитных фильтров, процесс анионирования и условия регенерации анионитных фильтров изложены в § 2-5,г.

Анионитные фильтры в схемах частичного обессоливания (варианты *1—7*, рис. 2-10) предназначаются для удаления анионов сильных

Таблица 5-13

Технологические данные для расчета анионитных фильтров в схемах частичного обессоливания

Показатель	Обычные фильтры первой ступени
Анионит марки АН-31:	
насыпная масса товарного продукта, т/м³ . .	0,72—0,75
то же в набухшем состоянии, т/м³	0,31
крупность зерен анионита в набухшем состоянии, мм	0,4—2
расход анионита при эксплуатации, %:	
в первый год	10
в последующие годы	5
полная динамическая емкость поглощения анионита, г-экв/м³ . .	800
высота слоя анионита в фильтре, м	По расчету
Количество фильтров, шт:	
постоянно работающих	Не менее 3
резервных (пустых) . .	1
Скорость фильтрования, м/ч:	
допустимая (максимальная)	5—30
рекомендуемая с учетом полноты использования $E_р^а$ (нормальная)	До 20
допустимая для данных условий, м/ч . . .	По формуле (5 = 90)
Потери напора, м вод. ст., при скорости фильтрования:	
10 м/ч	
15 м/ч	
20 м/ч	
Взрыхление анионита:	
интенсивность, л/(с·м²)	3
продолжительность, мин	30
Регенерация анионита:	
удельный расход NaOH*. г/г-экв	60
концентрация раствора, %	4
скорость пропуска, м/ч	4
количество регенераций фильтра в сутки	Не более 1
Отмывка анионита:	
удельный расход воды, м³/м³	20
скорость пропуска отмывочной воды, м/ч	8—10
Продолжительность регенерации	По расчету

* Рекомендации по выбору щелочи для регенерации NaOH, Na_2CO_3 или $NaHCO_3$ даны в § 2-5, г.

кислот и загружаются слабоосновным анионитом марки АН-31 и т. п.

Расчет анионитных фильтров производится на основании следующих исходных данных:

1) производительности фильтров, м³/ч;

2) условий регенерации фильтров, обусловливаемых принятым вариантом обессоливания;

3) качественного состава воды, поступающей на анионитные фильтры; этот состав определяется предыдущей стадией обработки воды (водород-катионировании) в соответствии с требуемым остаточным солесодержанием частично обессоленной воды.

Технологические данные для расчета анионитных фильтров приведены в табл. 5-13.

После выбора варианта схемы обессоливания по § 2-5,г производится предварительный выбор количества и диаметра анионитных фильтров по скорости фильтрования:

$$w_н = \frac{Q_а}{f_а a}; \qquad (5\text{-}73)$$

$$w_м = \frac{Q_а}{f_а (a-1)}, \qquad (5\text{-}73а)$$

где $w_н$, $w_м$ — скорости фильтрования на анионитных фильтрах, принимаются в предварительных расчетах по рекомендуемым величинам, приведенным в табл. 5-13, м/ч; $Q_а$ — производительность анионитных фильтров, м³/ч; $f_а$ — площадь анионитного фильтра (в качестве анионитных фильтров используются стандартные водород-катионитные фильтры), м²; a — количество постоянно работающих фильтров, принимается по табл. 5-13.

Количество анионов сильных кислот, удаляемых на анионитных фильтрах, г-кэв/сут, определяется по уравнению:

$$A_{с.к} = 24Q_а (C_{с.к} - C_{с.к}^{ост}), \qquad (5\text{-}74)$$

где $C_{с.к}$ — концентрация анионов сильных кислот в воде, поступающей на анионитные фильтры,

г-экв/м³; $C_{с.к}^{ост}$ — остаточное содержание анионов сильных кислот (сумма хлоридов и сульфатов в обессоленной воде), определяемое по заданному солесодержанию частично обессоленной воды из уравнения (1-17) или (1-18), г-экв/м³.

Число регенераций анионитных фильтров в сутки определяется по формуле:

$$n = \frac{A_{с.к}}{f_а H_{сл} E_р^а d}, \qquad (5\text{-}75)$$

где $H_{сл}$ — высота слоя анионита в фильтре, м; $E_р^а$ — рабочая обменная способность анионита, г-экв/м³, определяемая из уравнения:

$$E_р^а = \alpha_э^а E_а - 0{,}8 q C_{с.к}, \qquad (5\text{-}76)$$

где $\alpha_э^а$ — коэффициент эффективности регенерации анионита, зависящий от удельного расхода щелочи; при расходе 60 г/г-экв поглощенных сульфатов и хлоридов $\alpha_э^а = 0{,}8 \div 0{,}9$; $E_а$ — полная динамическая обменная способность анионита, г-экв/м³; принимается по табл. 5-13; q—удельный расход воды на отмывку анионита, м³/м³; принимается по табл. 5-13.

Расход 100%-ного NaOH на одну регенерацию анионитного фильтра, кг, определяется по уравнению:

$$Q_{NaOH} = \frac{q_{NaOH} f_а H_{сл} E_р^а}{1000}, \qquad (5\text{-}77)$$

где q_{NaOH} — удельный расход NaOH, г/г-экв принимается по табл. 5-13.

Расход технического 42%-ного едкого натра, м³, в сутки, определяется по формуле

$$Q_{NaOH}^{сут} = \frac{Q_{NaOH}\, na \cdot 100}{1000 \cdot 42 \rho_{42}}, \qquad (5\text{-}78)$$

где 42 — содержание NaOH в техническом продукте, %; ρ_{42} — плотность технического 42%-ного раствора едкого натра, используемого в энергетике, т/м³.

Расход воды на регенерацию анионитного фильтра слагается из:

1) расхода воды на взрыхляющую промывку фильтра, м³,

$$Q_{взр} = \frac{i f_а 60 t_{взр}}{1000}, \qquad (5\text{-}79)$$

где i и $t_{взр}$ — соответственно интенсивность и продолжительность взрыхления анионита, принимаются по табл. 5-13;

2) расхода воды на приготовление регенерационного раствора щелочи, м³,

$$Q_{р.р} = \frac{Q_{NaOH} 100}{1000 b \rho_{р.р}}, \qquad (5\text{-}80)$$

где b — концентрация едкого натра в регенерационном растворе, %; принимается по табл. 5-13; $\rho_{р.р}$ — плотность регенерационного раствора, т/м³; принимается по табл. 15-9;

3) расхода воды на отмывку анионита от продуктов регенерации, м³:

$$Q_{от} = q_{от} f_а H_{сл}, \qquad (5\text{-}81)$$

где $q_{от}$ — удельный расход воды на отмывку анионита, м³/м³; принимается по табл. 5-13.

Расход воды на одну регенерацию анионитного фильтра без использования отмывочной воды на взрыхление составляет:

$$Q_{с.н}^а = Q_{взр} + Q_{р.р} + Q_{от}; \qquad (5\text{-}82)$$

с учетом использования отмывочных вод на взрыхляющую промывку фильтров

$$Q_{с.н.и}^а = Q_{р.р} + Q_{от}. \qquad (5\text{-}83)$$

Среднечасовой расход воды на собственные нужды анионитных фильтров, м³/ч, определится по формуле:

$$Q_{с.н}^ч = \frac{Q_{с.н.}^а na}{24}. \qquad (5\text{-}84)$$

Межрегенерационный период работы каждого фильтра, ч, определится из уравнения:

$$T_а = \frac{24}{n} - t_{рег}^а, \qquad (5\text{-}85)$$

где $t_{рег}^а$ — время регенерации анионитного фильтра, ч,

$$t_{рег}^а = t_{взр}^а + t_{г.р}^а + t_{от}^а, \qquad (5\text{-}86)$$

где $t^{а}_{взр}$ — время взрыхляющей промывки анионитного фильтра, мин; принимается по табл. 5-13; $t^{а}_{р.р}$ — время пропуска регенерационного раствора через анионитный фильтр, мин; зависит от концентрации регенерационного раствора, скорости пропуска его через фильтр, диаметра фильтра и определяется по формуле:

$$t^{а}_{р.р} = \frac{Q_{р.р} 60}{w_{р.р} f_а}, \qquad (5\text{-}87)$$

$w_{р.р}$ — скорость пропуска регенерационного раствора, принимается по табл. 5-13; $t^{а}_{от}$ — время отмывки анионита от продуктов регенерации, мин; зависит от характера загружаемого анионита, скорости пропуска отмывочной воды через фильтр и определяется по формуле:

$$t^{а}_{от} = \frac{Q_{от} 60}{w_{от} f_а}, \qquad (5\text{-}88)$$

$w_{от}$ — скорость отмывки анионита от продуктов регенерации, принимается по табл. 5-13.

Количество одновременно регенерируемых анионитных фильтров определяется по формуле:

$$n_{о.р} = \frac{n a t^{а}_{рег}}{24}. \qquad (5\text{-}89)$$

Для лучшего использования обменной емкости поглощения анионита проверяем допустимую для данных условий расчетную скорость фильтрования, м/ч, которая должна быть меньше или равняться рассчитанной по уравнению (5-73):

$$w_{рас} = \frac{E^{а}_{раб} H_{сл}}{T_а C_{с.к} + 0{,}03 E^{а}_{р} d^2 (\ln C_{с.к} - \ln C^{ост}_{с.к})}, \qquad (5\text{-}90)$$

где d — средний диаметр зерен анионита, мм.

В тех случаях, когда скорость фильтрования, рассчитанная по уравнению (5-73), окажется больше $w_{рас}$, следует увеличить диаметр анионитных фильтров либо количество работающих фильтров.

5-8. ДЕКАРБОНИЗАТОРЫ

Декарбонизаторы — аппараты скрубберного типа, служащие для удаления свободной углекислоты, выделяющейся в процессах водород-катионирования или подкисления воды. В водоподготовительных установках известны декарбонизаторы двух типов: с насадкой из колец Рашига и с деревянной хордовой насадкой.

К недостаткам декарбонизаторов с хордовой насадкой следует отнести большой удельный расход воздуха, небольшую удельную поверхность десорбции, что требует увеличения габаритов декарбонизаторов, неудобство изготовления на месте монтажа щитов с точной подгонкой размеров, неудобство в эксплуатации при перегрузке тяжелых, набухших в воде щитов.

Насадка из керамических колец Рашига позволяет уменьшить площадь и высоту декарбонизатора, уменьшить расход воздуха и одновременно получить более глубокий эффект декарбонизации; кроме того, кольца Рашига более долговечны и удобны в эксплуатации при загрузке их в металлический корпус с противокоррозионным покрытием.

Исходными данными для расчета декарбонизатора являются:

1) количество и температура декарбонизуемой воды;

2) содержание углекислоты до и после декарбонизатора.

Изложенный ниже расчет декарбонизатора с насадкой из колец Рашига выполнен по методу, предложенному А. А. Кастальским [Л.14].

Концентрацию растворенной углекислоты в воде, поступающей на декарбонизатор, при отсутствии ана-

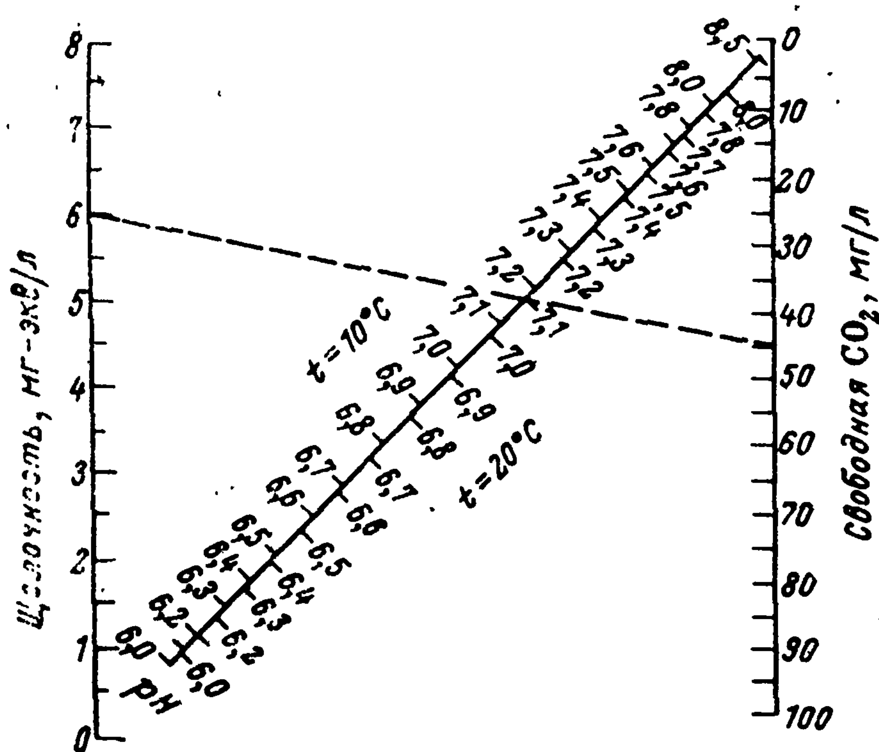


Рис. 5-9. Номограмма для определения свободной углекислоты в воде при сухом остатке 200 мг/л.

литических данных определяют по формуле

$$CO_2 = \frac{44Ж_к + CO_2^{и.в}}{1000}, \quad (5\text{-}91)$$

где CO_2 — концентрация углекислоты в воде, поступающей в декарбонизатор, кг/м³; $Ж_к$ — карбонатная жесткость исходной воды, разрушаемая в процессе водоподготовки, мг-экв/л; $CO_2^{и.в}$ — концентрация растворенной свободной углекислоты (равновесной) в исходной воде, мг/л.

Концентрацию свободной углекислоты определяют по щелочности (карбонатной жесткости) и pH исходной воды — по номограмме на рис. 5-9. Номограмма составлена для воды с сухим остатком 200 мг/л при температуре ее 10 и 20°С. При других значениях сухого остатка исходной воды концентрацию свободной углекислоты, мг/л, определяют по формуле:

$$CO_2^{и.в} = CO_2^{таб}\alpha, \quad (5\text{-}92)$$

где $CO_2^{таб}$ — концентрация свободной углекислоты, определенная по номограмме рис. 5-9, мг/л; α — поправочный коэффициент на сухой остаток исходной воды, определенный по таблице:

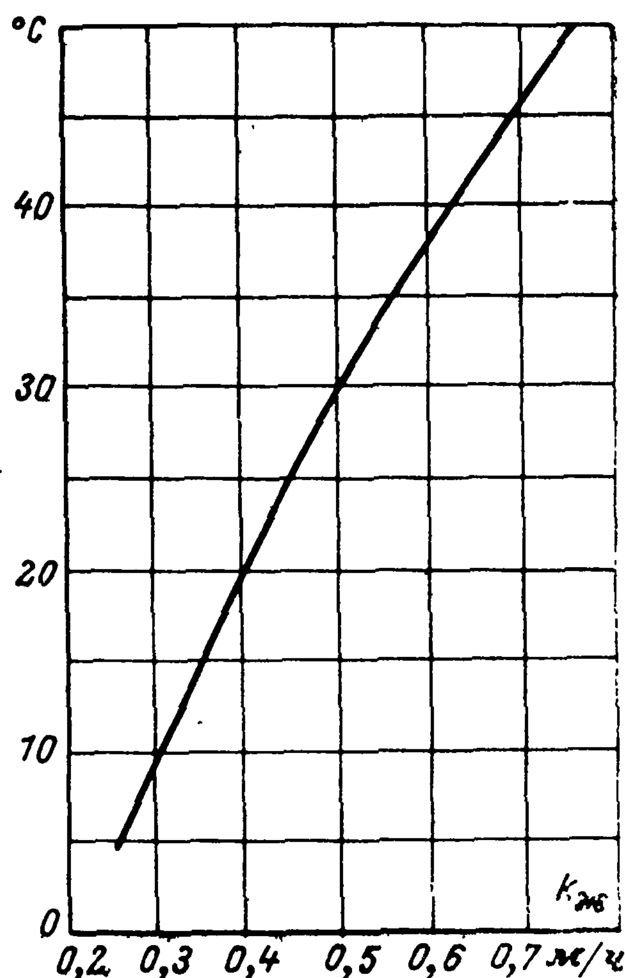


Рис. 5-10. График зависимости коэффициента десорбции $k_ж$ от температуры для декарбонизаторов, загруженных кольцами Рашига 25×25×3 мм, при плотности орошения насадки 60 м³/(м²·ч).

Необходимую поверхность насадки (поверхность десорбции), м², обеспечивающую заданный эффект удаления углекислоты, определяют по формуле

$$F = \frac{G}{k_ж \Delta c_{ср}}, \quad (5\text{-}93)$$

где G — количество углекислоты, подлежащее удалению в декарбонизаторе, кг/ч, определяемое по формуле:

$$G = Q(CO_2 - CO_2^{о.в}). \quad (5\text{-}94)$$

Q — количество воды, поступающей на декарбонизатор, м³/ч; CO_2 — концентрация углекислоты в воде, поступающей на декарбонизатор, кг/м³; определяют по формуле (5—91); $CO_2^{о.в}$ — концентрация углекислоты в декарбонизированной воде, принимают 0,005 кг/м³ (5 мг/л); $k_ж$ — коэффициент десорбции углекислоты, м/ч; для декарбонизаторов с кольцами Рашига 25×25×3 и плотностью орошения насадки 60 м³/(м²·ч) определяют в зависимости от температуры декарбонизи-

Сухой остаток, мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
Поправочный коэффициент α	1,05	1,0	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

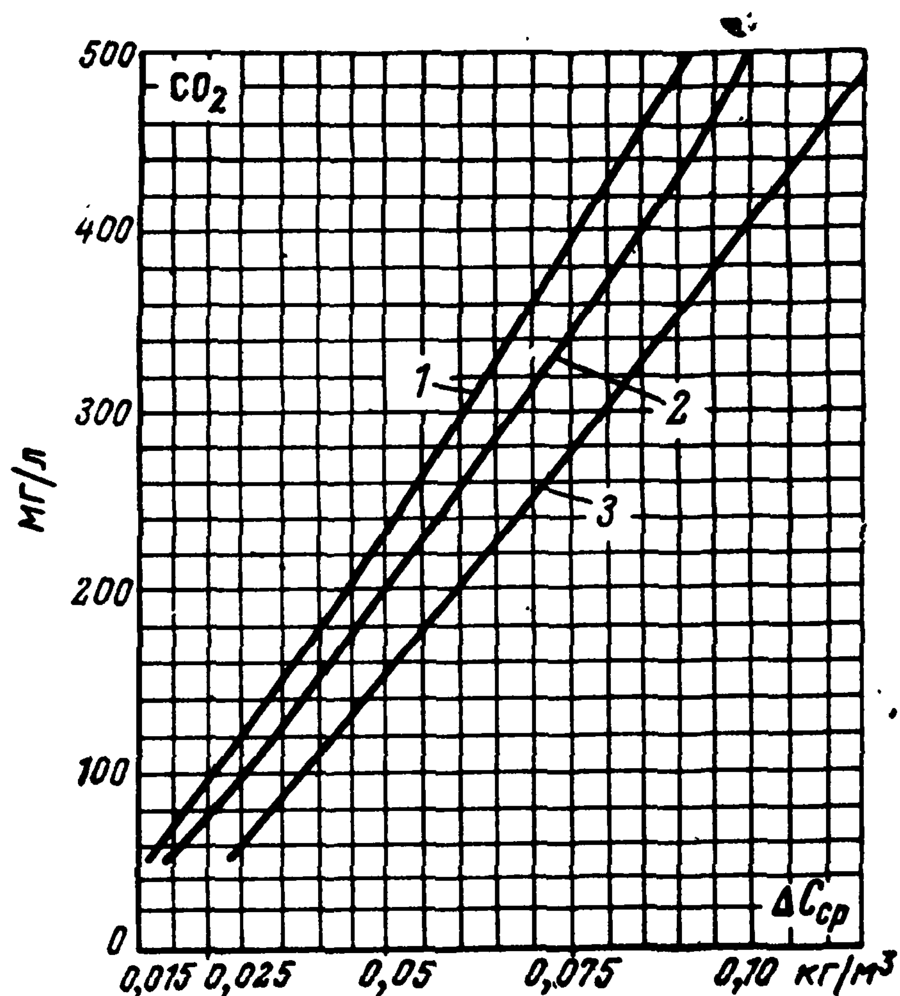


Рис. 5-11. График определения средней движущей силы десорбции $\Delta c_{ср}$ в зависимости от концентрации CO_2 до декарбонизатора.
Концентрация CO_2 после декарбонизатора, мг/л: 1 — 3; 2 — 5; 3 — 10.

руемой воды по графику на рис. 5-10; $\Delta c_{ср}$ — средняя движущая сила десорбции, кг/м³, определяемая по рис. 5-11 в зависимости от концентрации углекислоты в воде до и после декарбонизации.

Определив поверхность десорбции, т. е. необходимую поверхность насадки из колец Рашига, определяют габариты декарбонизатора. Для сокращения высоты проектируемого декарбонизатора выгодно применять кольца меньшего диаметра, поскольку они имеют большую поверхность единицы объема. На основании опытных данных рекомендуется применять насадку из керамических колец Рашига 25×25×3 мм, выпускаемых промышленностью.

Характеристика колец Рашига 25×25×3 мм: количество колец в 1 м³ при беспорядочной загрузке 53 200 шт/м³; свободный объем на один кубический метр насадки 0,74 м³/м³; поверхность насадки при беспорядочной загрузке 204 м²/м³, масса колец 532 кг/м³.

Площадь поперечного сечения декарбонизатора обусловливается оптимальной плотностью орошения насадки из колец Рашига на единицу площади поперечного сечения декарбонизатора в час, составляющей 60 м³/(м²·ч).

Следует отметить, что снижение плотности орошения не дает возможности уменьшить высоту слоя насадки; например, снижение плотности орошения с 60 до 40 м³/(м²·ч) вызывает необходимость увеличения площади декарбонизатора на 50%, объема насадки — на 58% и высоты насадки — примерно на 5%.

Площадь поперечного сечения декарбонизатора, м², определяется по формуле:

$$f = \frac{Q}{60}, \qquad (5\text{-}95)$$

где 60 — оптимальная плотность орошения насадки, м³/(м²·ч), на единицу площади поперечного сечения декарбонизатора.

Диаметр декарбонизатора, м, определяется по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4f}{3,14}}. \qquad (5\text{-}96)$$

Высота слоя насадки, м,

$$h = \frac{V_{к.р}}{f}, \qquad (5\text{-}97)$$

где $V_{к.р}$ — объем, м³, занимаемый кольцами Рашига 25×25×3 мм при беспорядочной загрузке в декарбонизаторе, определяется по формуле

$$V_{к.р} = \frac{F}{204}, \qquad (5\text{-}98)$$

F — поверхность десорбции, м², определяемая по формуле (5-93); 204 — поверхность 1 м³ насадки из колец Рашига 25×25×3 мм при беспорядочной загрузке, м²/м³.

Необходимый расход воздуха, подаваемого в декарбонизатор, определяется по формуле, м³/ч:

$$Q_{воз} = bQ, \qquad (5\text{-}99)$$

где b — удельный расход воздуха при насадке из колец Рашига, принимается: при умягчении — 25, при обессоливании — 40 м³/м³.

Суммарное сопротивление проходу воздуха через декарбонизатор, мм вод. ст., определяется по формуле

$$\Sigma \zeta = 25h + 40, \qquad (5\text{-}100)$$

где 25 — сопротивление проходу воздуха 1 м высоты слоя насадки из колец Рашига 25×25×3 мм, мм вод. ст.; 40—сопротивление проходу воздуха конструктивных элементов декарбонизатора, мм вод. ст.

Вентилятор к декарбонизатору должен обеспечивать расход воздуха, определенный по формуле (5-99), а напор — несколько выше рассчитанного по формуле (5-100) сопротивления проходу воздуха в декарбонизаторе.

Пример. Рассчитать декарбонизатор для удаления углекислоты из воды в количестве $Q = 100$ м³/ч.

Исходная вода поступает на декарбонизатор с температурой $t = 20$°С, карбонатной жесткостью $Ж_к = 6$ мг-экв/л, сухим остатком $S_{и.в} = 500$ мг/л и pH = 7,1. В процессе обработки воды разрушается с образованием CO_2 5 мг-экв/л карбонатной жесткости. Концентрация углекислоты после декарбонизации 5 мг/л.

Концентрацию углекислоты в воде, поступающей на декарбонизаторы, определим по формуле (5-91):

$$CO_2 = \frac{44Ж_к + CO_2^{и.в}}{1000} = \frac{44\cdot 5 + 41,1}{1000} = 0,261 \text{ кг/м}^3,$$

где $CO_2^{и.в}$ определено по формуле (5-92):

$$CO_2^{и.в} = CO_2^{таб}\alpha = 45\cdot 0,92 = 41,4 \text{ мг/л (г/м}^3).$$

Поверхность десорбции определим по формуле (5-93):

$$F = \frac{G}{k_ж\,\Delta c_{ср}} = \frac{25,6}{0,4\cdot 0,6} = 1067 \text{ м}^2,$$

где G определено по формуле (5-94):

$$G = Q\left(CO_2 - CO_2^{о.в}\right) = 100\,(0,261 - 0,005) = 25,6 \text{ кг/ч};$$

$k_ж = 0,4$ м/ч, определено по рис. 5-10 при температуре $t = 20$°С; $\Delta c_{ср} = 0,06$ кг/м³, определено по рис. 5-11 при $CO_2 = 261$ и $CO_2^{о.в} = 5$ мг/л.

Необходимый объем насадки при беспорядочной загрузке колец Рашига определим по формуле (5-98):

$$V_{к.р} = \frac{F}{204} = \frac{1067}{204} = 5,23 \text{ м}^3.$$

Площадь поперечного сечения декарбонизатора определим по формуле (5-95):

$$f = \frac{100}{60} = 1,67 \text{ м}^2.$$

Диаметр декарбонизатора определим по формуле (5-96):

$$D = \sqrt{\frac{4f}{3,14}} = \sqrt{\frac{4\cdot 1,67}{3,14}} = 1,46 \text{ м, или } 1460 \text{ мм}.$$

Высоту слоя насадки из колец Рашига 25×25×3 мм определим по формуле (5-97):

$$h = \frac{V_{к.р}}{f} = \frac{5,23}{1,67} = 3,14 \text{ м}.$$

Расход воздуха определим по формуле (5-99):

$$Q_{воз} = bQ = 25\cdot 100 = 2500 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Сопротивление проходу воздуха через декарбонизатор определим по формуле (5-100):

$$\Sigma\zeta = 25h + 40 = 25\cdot 3,14 + 40 = 118,5 \text{ мм вод. ст.}$$

Вентилятор к данному декарбонизатору должен обеспечивать расход воздуха не менее 2500 м³/ч и развивать напор не менее 119 мм вод. ст.

5-9. НАМЫВНЫЕ ЦЕЛЛЮЛОЗНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Конструкция намывного целлюлозного фильтра приведена в разд. 7. Намывной фильтр состоит из двух основных частей: нижней и верхней. В нижней части расположены намывные элементы и распределитель-

Таблица 5-14

Технологические данные для расчета целлюлозных намывных фильтров

Показатель	Нормативные данные
Диаметр фильтра, мм	По расчету
Площадь фильтрования, м²	По фильтру, принятому из табл. 7-1
Количество фильтров, шт.:	
постоянно работающих	Не менее 3
резервных	Нет
Целлюлоза ГОСТ 3914-61:	
марка	Сульфитная отбеленная
насыпная масса, т/м³	0,16
Температура обрабатываемого конденсата, °С	15—80
Продолжительность фильтроцикла, сут	~20
Остаточное содержание железа в очищенном конденсате, %	60—40 содержания в исходном конденсате
Скорость фильтрования, м/ч	8—10
Потери напора на фильтре, м вод. ст.:	
свежеотмытом	3—5
отработавшем	25—35
Намыв целлюлозы конденсатом или обессоленной водой:	
удельный расход целлюлозы на намыв фильтрующего слоя на один фильтроцикл, кг/м²	0,7—1,0
концентрация целлюлозной пульпы, %	0,3
скорость подачи целлюлозной пульпы, м/ч	10
продолжительность намыва и формирования целлюлозной пульпы, мин	90 (из них 30—40 собственно намыв)
Смыв целлюлозы:	
удельный расход осветленной воды на собственные нужды, м³/м²	3,5—5
продолжительность смыва целлюлозы совместно со сжатым воздухом, мин	4—6
скорость воды при смыве целлюлозы, м/ч	20—25
давление сжатого воздуха, поступающего на смыв целлюлозы, кгс/см²	Не менее 1

Таблица 5-15

Технологические данные для расчета катионитных фильтров обезжелезивания конденсата

№ п/п	Показатель	Нормативные данные
1	Диаметр фильтра, мм	По расчету
	Площадь фильтра, м²	По расчету
	Высота слоя катионита, м	0,8
	Количество фильтров (резервного не ставят), шт.	Не менее 3
2	Катионит (сульфоуголь или КУ-2);	
	крупность зерен, мм	0,5—1,1
	насыпная масса воздушно-сухого катионита, т/м³	0,7*; 0,8**
	насыпная масса набухшего катионита, т/м³	0,55*; 0,34**
	срок службы, г	1
3	Скорость фильтрования, м/ч:	
	через каждую камеру многокамерного фильтра	25
	через водород-катионитный фильтр второй ступени	30
4	Сопротивление фильтра, м вод. ст., при скорости фильтрования:	
	25 м/ч	12
	30 м/ч	13
5	Взрыхление катионита:	
	интенсивность, л/(с·м²)	4
	продолжительность, мин	30
	напор воды, м вод. ст.	10
6	Продувка сжатым воздухом перед взрыхлением	
	интенсивность, л/(с·м²)	12
	продолжительность, мин	3
	напор воздуха у фильтра, кгс/см²	1
	расход воздуха, м³/м²	2,2
7	Ренерация катионита:	
	удельный расход 100%-ной серной кислоты, кг/м³	90
	концентрация раствора, %	3—4
	скорость пропуска раствора, м/ч	6—8

Продолжение табл. 5-15

№ п/п	Показатель	Нормативные данные
8	Отмывка катионита:	
	удельный расход отмывочной воды, $м^3/м^3$	8*; 10**
	скорость пропуска воды, м/ч	10
9	Общая продолжительность регенерации катионита, ч	По расчету

* Для сульфоугля.

** Для катионита КУ-2.

Примечание. Периодичность регенерации катионита устанавливается при эксплуатации в зависимости от содержания железа в обрабатываемом конденсате. Регенерация производится при установке водород-катионитных фильтров непосредственно в самих фильтрах, а из механических фильтров катионит перегружается в специально установленный для регенерации водород-катионитный фильтр.

ная система для намыва целлюлозы и подачи загрязненного конденсата; в верхней части помещается распределительное устройство для сбора очищенного конденсата и удаления отработанной целлюлозы.

Цикл работы намывного фильтра слагается из следующих операций:

1) приготовления и намыва целлюлозной пульпы на фильтрующие элементы аппарата;

2) фильтрования очищаемого конденсата;

3) удаления отработанной целлюлозной пульпы с помощью промывочной воды и сжатого воздуха.

Технологические данные для расчета намывного целлюлозного фильтра приведены в табл. 5-14.

5-10. КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ ДЛЯ ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЯ КОНДЕНСАТА

Для очистки конденсата от продуктов коррозии устанавливаются механические (одно- или двухкамерные) или водород-катионитные фильтры второй ступени, загруженные сульфоуглем (при температуре конденсата до 90°С) или катионитом КУ-2 (при температуре до 120°С).

При установке механических фильтров для обезжелезивания обязательна установка одного (пустого) водород-катионитного фильтра, в который осуществляется гидроперегрузка фильтрующего материала из механических фильтров для регенерации кислотой.

Технологические данные для расчета фильтров для обезжелезивания приведены в табл. 5-15.

Раздел шестой

РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ И СХЕМЫ ВСПОМОГАТЕЛЬНЫХ УСТРОЙСТВ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

6-1. СКЛАД РЕАГЕНТОВ

Хранение реагентов в водоподготовительных установках котельных предусматривают в помещении водоподготовки или прилежащих к нему сооружениях. Отдельно стоящие склады строят лишь в исключительных случаях, при наличии технического обоснования, так как при этом усложняется и удорожается эксплуатация установки.

Хранение реагентов предусматривают на 30-дневный запас при доставке их по железной дороге и 10-дневный при доставке автотранспортом. При доставке реагентов железнодорожным транспортом должна

учитываться возможность единовременного приема большегрузного вагона или цистерны (50—60 т) при наличии, кроме того, в складе запаса еще на 5—10 дней. В отдельных случаях, при дальней доставке, в связи с навигацией или при трудностях разгрузки смерзшихся реагентов в зимнее время склады выполняют емкостью на 5—6 зимних месяцев.

Хранение реагентов осуществляют следующими способами: сухое хранение «навалом», как исключение, только для кальцинированной соды, нитрата и фосфата натрия; для других реагентов этот способ не применяют из-за необходимости механизации дальнейшей транспортировки реагентов, пыления и плохого использования объема помещения; для других сыпучих материалов: для поваренной соли, коагулянта, сульфата аммония, извести предусматривают, как правило, мокрое хранение; хранение в жидком виде в баках или цистернах предусматривают для серной кислоты, едкого натра, хранение в таре, в которой доставляется реагент, для сульфита натрия, полиакриламида, хлорного железа, жидкого хлора, в мешках— для соды нитрата и фосфата натрия. Для реагентов, дозируемых в обработанную воду (нитрат или фосфат натрия), рекомендуется предусматривать отдельное от других реагентов помещение, исключающее смешение или запыление реагентов. Помещение, в котором возможно пыление, например, извести при разгрузке, следует также отделять от помещений для других реагентов.

Хранение поваренной соли, как правило, предусматривают в мокром виде, так как этот способ целесообразнее как для больших, так и для малых расходов соли.

Сухое хранение и приготовление раствора поваренной соли в солерастворителе имеют существенные недостатки: неудобство, связанное с загрузкой соли в солерастворитель, удаление из раствора только грубой взвеси, большая концентрация раствора в начале регенерации с резким понижением к концу (требуется же обратное: в начале регенерация слабым раствором, к концу — более крепким).

Мокрое хранение соли для удобства эксплуатации осуществляют не менее чем в двух железобетонных резервуарах, которые попеременно могут находиться в работе, загружаться солью или очищаться от грязи. Для небольших количеств возможно применение металлической емкости с антикоррозионным покрытием. Если резервуар соли располагают в помещении или на улице и он примыкает к наружной стене водоподготовки, то обслуживание его осуществляют из приямка по схеме, приведенной на рис. 6-1.

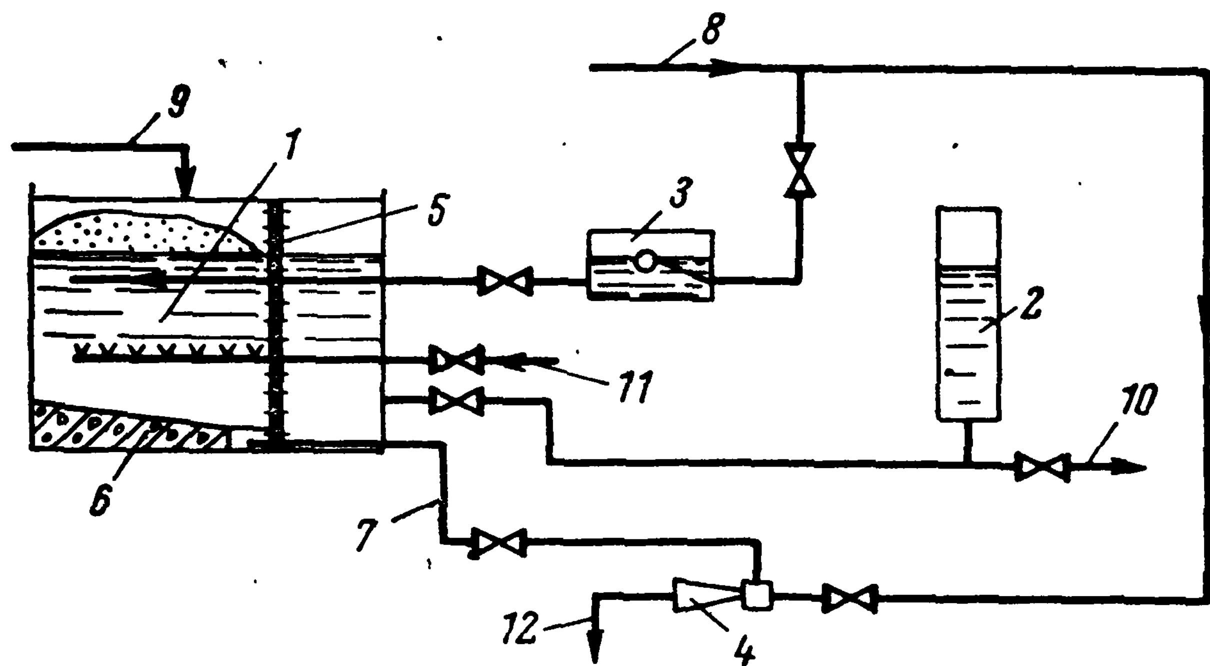


Рис. 6-1. Схема мокрого хранения соли с мерником крепкого раствора.

1 — железобетонная ячейка для мокрого хранения соли; *2* — мерник крепкого раствора соли; *3* — бачок для поддержания постоянного уровня в резервуаре соли; *4* — водоводяной насос для удаления грязи из резервуара соли; *5* — деревянная перфорированная перегородка, отделяющая от твердой соли отсек крепкого раствора; *6* — подбетонка с уклоном к приямку для смыва грязи; *7* — трубопровод для удаления грязи; *8* — подвод осветленной воды; *9* — загрузка соли из автосамосвала или другим методом; *10* — крепкий раствор к узлу регенерации; *11* — подвод пара для предохранения от замерзания при расположении резервуара вне здания; *12* — сброс в дренаж.

На рис. 6-2 приведена схема склада мокрого хранения соли для случаев, когда резервуар соли

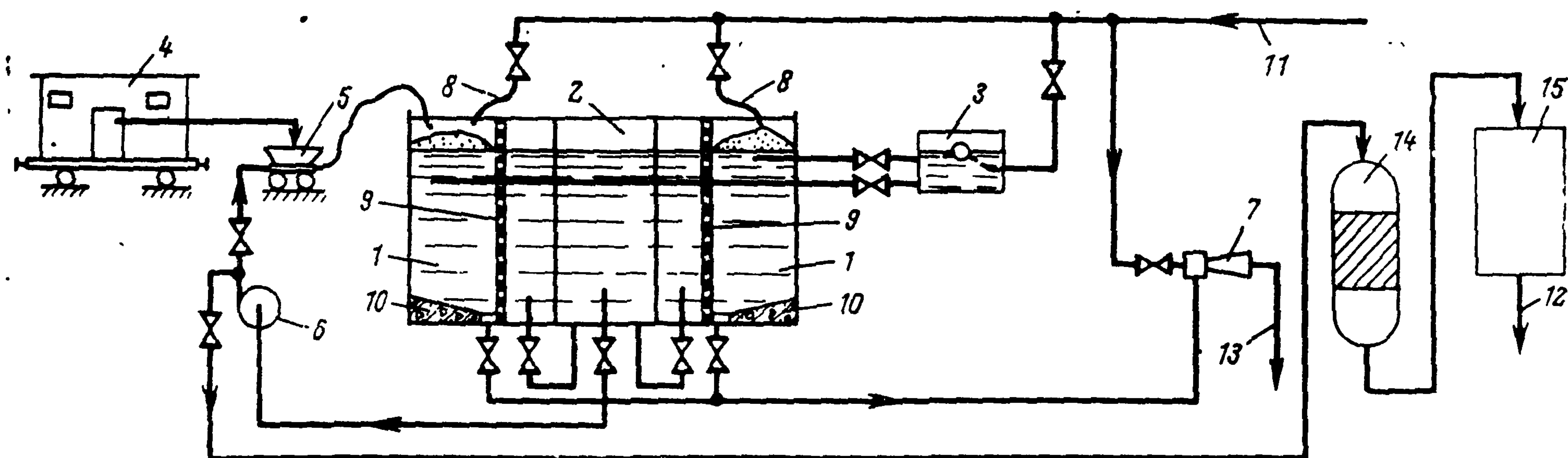


Рис. 6-2. Схема мокрого хранения соли с насосом крепкого раствора.

1 — железобетонная ячейка для мокрого хранения соли; 2 — железобетонный бак крепкого раствора соли; 3 — бачок для поддержания постоянного уровня в резервуаре соли; 4 — железнодорожный вагон с солью; 5 — передвижной гидротранспортер для разгрузки соли; 6 — насос крепкого раствора соли; 7 — водоводяной насос для удаления грязи из резервуара соли; 8 — резино-тканевый рукав для смыва грязи; 9 — деревянная перфорированная перегородка, отделяющая от твердой соли отсек крепкого раствора; 10 — подбетонка с уклоном к приямку для смыва грязи; 11 — трубопровод осветленной воды; 12 — крепкий осветленный раствор соли к узлу регенерации; 13 — сброс в дренаж; 14 — фильтр раствора соли (используется солерастворитель); 15 — расходный бак крепкого раствора соли.

по условиям компоновки необходимо удалить от водоподготовительной установки или разгрузка соли осуществляется из железнодорожного вагона с помощью передвижного гидротранспортера. В этом случае между двумя железобетонными ячейками соли устанавливается бак для крепкого раствора соли, тоже железобетонный, из которого раствор забирается насосом и подается через фильтр в расходный бак крепкого раствора (на водоподготовке). Этим же насосом пользуются для разгрузки соли с помощью передвижного гидротранспортера, в котором эжектирующей средой является крепкий раствор соли. Для удобства обслуживания склада мокрого хранения соли (рис. 6-2) можно предусмотреть пуск насоса *6* дистанционно, из водоподготовительной установки; фильтр раствора соли *14* и расходный бак *15* следует размещать в помещении водоподготовки; таким образом, обслуживающий персонал будет находиться в складе только при разгрузке соли.

При размещении резервуаров мокрого хранения вне здания при температурах ниже минус 20°С необходимо подвести пар для подогрева раствора. Объем резервуаров

$$V = \frac{1{,}5 Q_c^{сут}(b+p)}{1000}, \qquad (6\text{-}1)$$

где V — объем резервуара для «мокрого» хранения реагента, м^3; 1,5 — расчетный объем баков «мокрого» хранения на 1 т реагента, м^3; $Q_c^{сут}$ — расход технической соли, кг/сут, определяемый по формуле (5-18); b — необходимый запас соли на 10 или 30 сут, кг; p — остаток соли на 5—10 сут, предусматриваемый перед поступлением проектируемого запаса, кг.

Железобетонные резервуары для мокрого хранения соли должны иметь надежное антикоррозионное покрытие. Например, на Челябинской ТЭЦ успешно применяется эпоксидная шпаклевка по незатертому железобетону.

Насос раствора соли рекомендуется устанавливать коррозионно-стойкий. Фильтр раствора соли следует подбирать так, чтобы площадь его сечения обеспечивала скорость фильтрования раствора, прокачиваемого насосом, не более 5—6 м/ч (обычно в качестве фильтров используются солерастворители).

Хранение крепкого (26%-ного) раствора соли осуществляется в мерниках *2* (рис. 6-1) или в расходных баках *15* (рис. 6-2), емкость которых принимается по компоновочно-конструктивным соображениям — от одной регенерации до суточного расхода.

Объем раствора определяется из уравнения

$$V_{26} = \frac{Q_c^{Na} na \cdot 100}{1000 \cdot 26 \rho_{26}}, \qquad (6\text{-}2)$$

где V_{26} — объем крепкого (26%-ного) раствора соли, расходуемого в сутки, м³/сут; Q_c^{Na} — расход соли на одну регенерацию фильтра, кг, определяемый из уравнения (5-17); n — число регенераций каждого фильтра в сутки, определяемое из уравнения (5-14); ρ_{26} — плотность 26%-ного раствора NaCl, принимаемая по табл. 15-6.

Объем 26%-ного раствора на одну регенерацию в зависимости от диаметра фильтра приведен в табл. 6-5 (п. 7).

Хранение коагулянта $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$. Мокрое хранение коагулянта осуществляется так же, как и поваренной соли, в железобетонных резервуарах, но несколько другой конструкции (рис. 6-3). Ввиду того что зачастую коагулянт поступает в виде глыб, которые при загрузке могут повредить конструктивные устройства в дне резервуара, над последним выполняют щит из досок *6*, поставленных на ребро с зазором в 5—10 мм. Под досками размещается перфорированная труба *7* для интенсивного перемешивания коагулянта с водой сжатым воздухом *8*. В случае необходимости в этот же трубопровод может подаваться пар для защиты раствора от замерзания. Приготовление раствора в каждой ячейке осуществляется путем заполнения ее водой, перемешивания до получения концентрированного раствора, отстаивания и только затем откачки насосом верхнего осветленного слоя раствора через плавающий гибкий шланг *5*. При необходимости более тщательного осветления крепкого раствора в качестве фильтра *3* во избежание коррозии лучше использовать водород-катионитный фильтр второй ступени.

При небольшом расходе коагулянта и хранении его в сухом виде или в таре, в которой он доставляется на установку, приготовление раствора коагулянта может выполняться в специальных защищенных от коррозии гидравлических мешалках по схеме, приведенной на рис. 6-4.

Коагулянт, загруженный в корзину *2*, насосом *3* перемешивается с водой до получения концентрированного раствора и затем подается через фильтр *4* на установку. Нерастворимые примеси, оставшиеся в корзине, выбрасываются перед каждой новой загрузкой реагента или спускаются через дренажную задвижку.

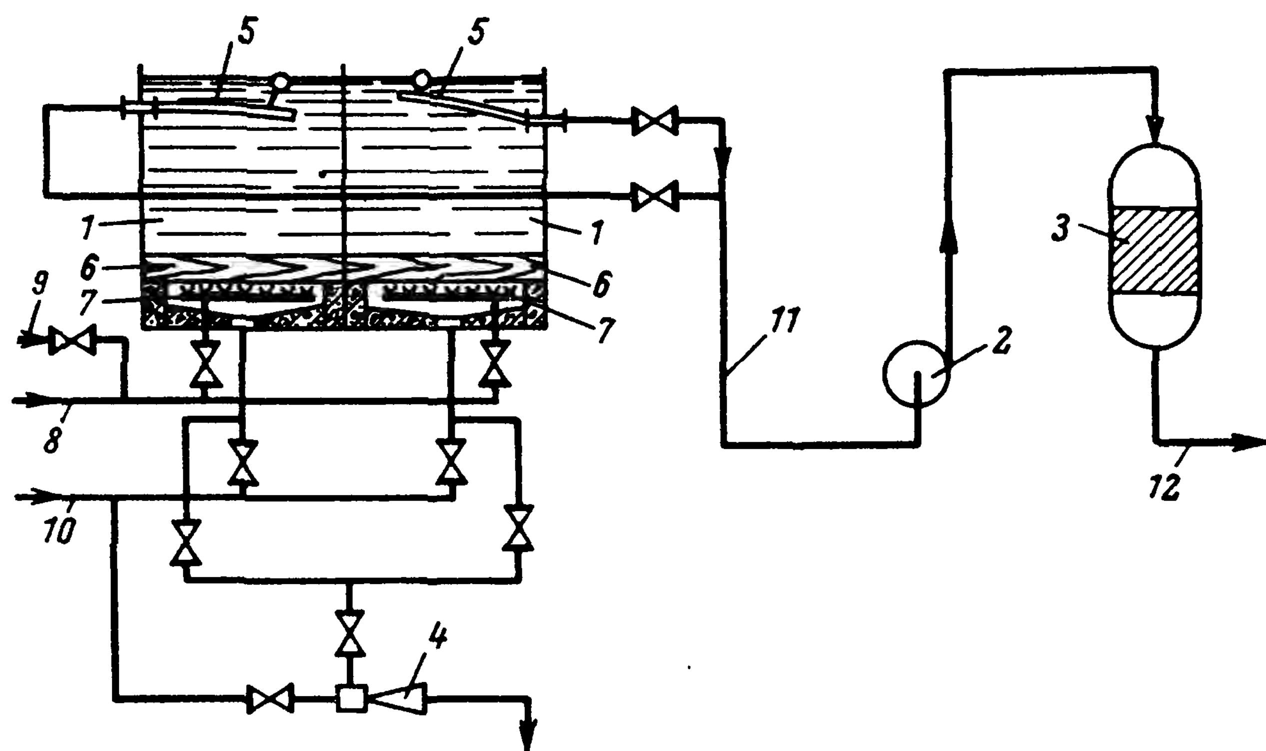


Рис. 6-3. Схема склада мокрого хранения коагулянта.
1 — железобетонный бак мокрого хранения коагулянта; *2* — насос раствора коагулянта; *3* — фильтр раствора коагулянта; *4* — водоводяной насос для удаления грязи из резервуара; *5* — гибкий плавающий шланг для отвода отстоявшегося крепкого раствора коагулянта; *6* — деревянные доски, поставленные на ребро; *7* — перфорированный трубопровод для барботажа воздуха; *8* — подвод сжатого воздуха; *9* — подвод пара; *10* — подвод воды для растворения коагулянта и к водоводяному насосу; *11* — крепкий раствор коагулянта; *12* — осветленный раствор коагулянта к расходному баку.

Хранение серной кислоты. Транспортировка и хранение 92%-ной технической серной кислоты осуществляется в обычной стальной аппаратуре, так как серная кислота становится коррозионно-активной только в разбавленных растворах. Разгрузка кислоты

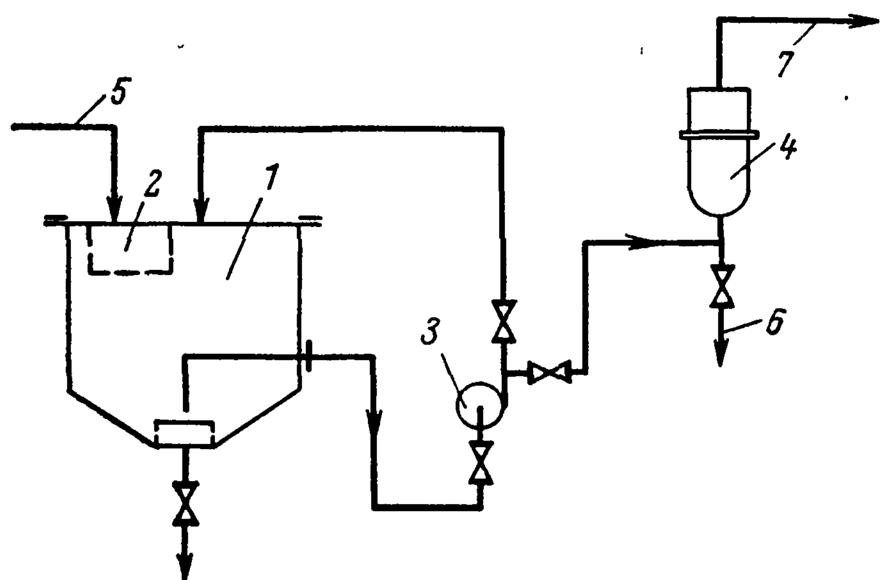


Рис. 6-4. Схема приготовления раствора коагулянта в гидравлической мешалке.

1 — гидравлическая мешалка для кислых реагентов; 2 — корзина для загрузки коагулянта; 3 — насос для перемешивания раствора и перекачки раствора на установку; 4 — матерчатый фильтр для раствора коагулянта; 5 — подвод воды для приготовления раствора; 6 — сброс загрязнений из фильтра; 7 — осветленный раствор коагулянта к дозировочной установке.

из железнодорожных цистерн или автоцистерн выполняется по схеме, приведенной на рис. 6-5.

Разгрузочное устройство (лебедка с блоком) *2* позволяет опускать в железнодорожную цистерну трубопровод, который служит сифоном для перегрузки кислоты в бак для хранения *1*. Зарядка сифона осуществляется сжатым воздухом при помощи эжектора *4*, для чего в баке создается вакуум, затем вакуум снимается и перегрузка кислоты идет сифонированием. Передавливание кислоты из бака осуществляется сжатым воздухом по трубопроводу *8*. Под баком выполняется поддон на случай аварийного пролива кислоты (трещина в цистерне). Для этих случаев предусматривается перекачка кислоты в другую емкость. При случайных небольших разливах кислоты нейтрализации ее выполняется засыпкой сухой известью, которая затем убирается. Схема зарядки сифона и транспортировки кислоты из бака для хранения на водоподготовку при помощи вакуум-насоса имеет небольшое распространение, так как требует установки не обычного, а специально разработанного мерника, работающего под вакуумом, который заводами водоподготовительного оборудования не изготовляется и неудобен в эксплуатации из-за невозможности осуществления простых устройств, замеряющих уровень кислоты в мернике.

Объем баков для хранения крепкой серной кислоты, м³, определяют по формуле

$$V_{\text{к. т}} = \frac{Q_{\text{к}}^{\text{сут}}(b+p)}{1000\rho_{92}}, \qquad (6\text{-}3)$$

где $Q_{\text{к}}^{\text{сут}}$ — расход технической серной кислоты, кг/сут, определяемый по формуле (5-65); b — необходимый запас кислоты на 10 или 30 сут, кг; ρ_{92} — плотность крепкой серной кислоты, в зависимости от ее концентрации принимают по табл. 15-7, для технической 92%-ной серной кислоты $\rho_{92} = 1{,}83$ т/м³.

По полученному из формулы (6-3) объему подбирают для хранения крепкой серной кислоты один или несколько баков емкостью 15 м³, выпускаемых Таганрогским котельным заводом, или баки-вытеснители серной кислоты емкостью 0,5 или 1,5 м³, выпускаемые Бийским котельным заводом.

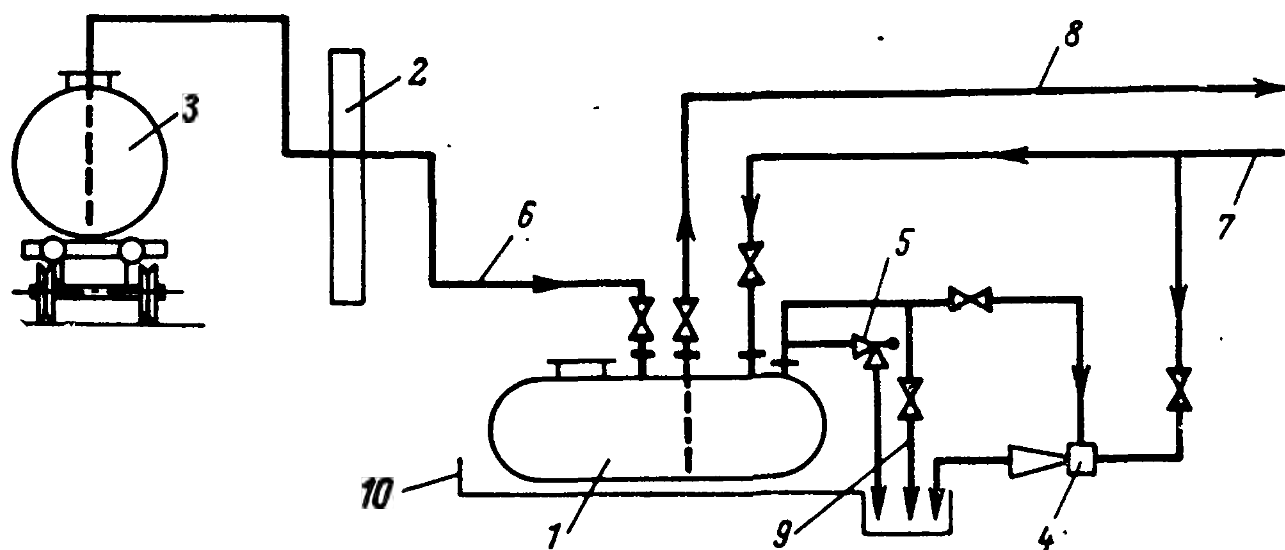


Рис. 6-5. Схема склада серной кислоты.

1 — бак для хранения крепкой серной кислоты; 2 — устройство для разгрузки кислоты из железнодорожной цистерны; 3 — железнодорожная цистерна; 4 — эжектор для создания вакуума в баке 1; 5 — предохранительный клапан; 6 — слив кислоты из цистерны; 7 — сжатый воздух для создания вакуума и передавливания кислоты из бака хранения; 8 — серная кислота на установку; 9 — соединение с атмосферой; 10 — поддон.

6-2. ПРЕДВАРИТЕЛЬНАЯ ОБРАБОТКА ВОДЫ (ПРЕДОЧИСТКА)

К предварительной обработке воды относятся процессы осветления, коагуляции и известкования, описанные в § 2-1 и 2-2,а. Коагуляция по прямоточной схеме осуществляется очень редко непосредственно на осветлительных фильтрах с дозировкой в обрабатываемую воду коагулянта $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ (рис. 6-6). Ввод коагулянта в трубопровод обрабатываемой воды осуществляют перед разветвлением на фильтры на расстоянии не менее 50 диаметров трубопровода (50 d). При концентрации взвешенных веществ до 50 мг/л прямоточную коагуляцию осуществляют на однопоточных фильтрах, при концентрации взвешенных веществ до 100 мг/л — на фильтрах с двухслойной загрузкой.

Схема *прямоточной коагуляции* применяется крайне редко, только после практической проверки возможности ее осуществления.

При концентрации взвешенных веществ более 100 мг/л процесс осветления и коагуляции, как правило, проводят в осветлителях с дозировкой в обрабатываемую воду коагулянта и полиакриламида (рис. 6-7). Полиакриламид вводится после коагулянта с разрывом во времени, указанном в § 2-1.

При небольшой карбонатной жесткости исходной воды (менее 1 мг-экв/л), недостаточной для реакции осаждения коагулянта, предусматривают подщелачивание обрабатываемой воды с помощью насосов-дозаторов: в прямоточных схемах — раствором едкого натра, в схемах с осветлителями — известковым молоком.

При необходимости осветления и снижения щелочности исходной воды процесс коагуляции совмещают с известкованием в осветлителях. Такая схема обработки воды приведена на рис. 6-8.

Оборудование для дозировки коагулянта в обрабатываемую воду рассчитывают, исходя из максимальной дозы коагулянта, рекомендуемой в § 2-1. Расход коагулянта определяют по формуле

$$Q_к^{сут} = \frac{24 Q_{п.в} Э_к q_к}{1000}, \qquad (6\text{-}4)$$

где $Q_к^{сут}$ — расход безводного 100%-го коагулянта, кг/сут; $Q_{п.в}$ — производительность водоподготовки, м^3/ч; $Э_к$ — эквивалент безводного коагулянта: $Al_2(SO_4)_3$ — 57,02; $FeSO_4$ — 75,16; $FeCl_3$ — 54,07; $q_к$ — максимально необходимая доза коагулянта, мг-экв/л.

Расход раствора коагулянта

$$V_к^{сут} = \frac{Q_к^{сут} 100}{1000 p \rho_к}, \qquad (6\text{-}5)$$

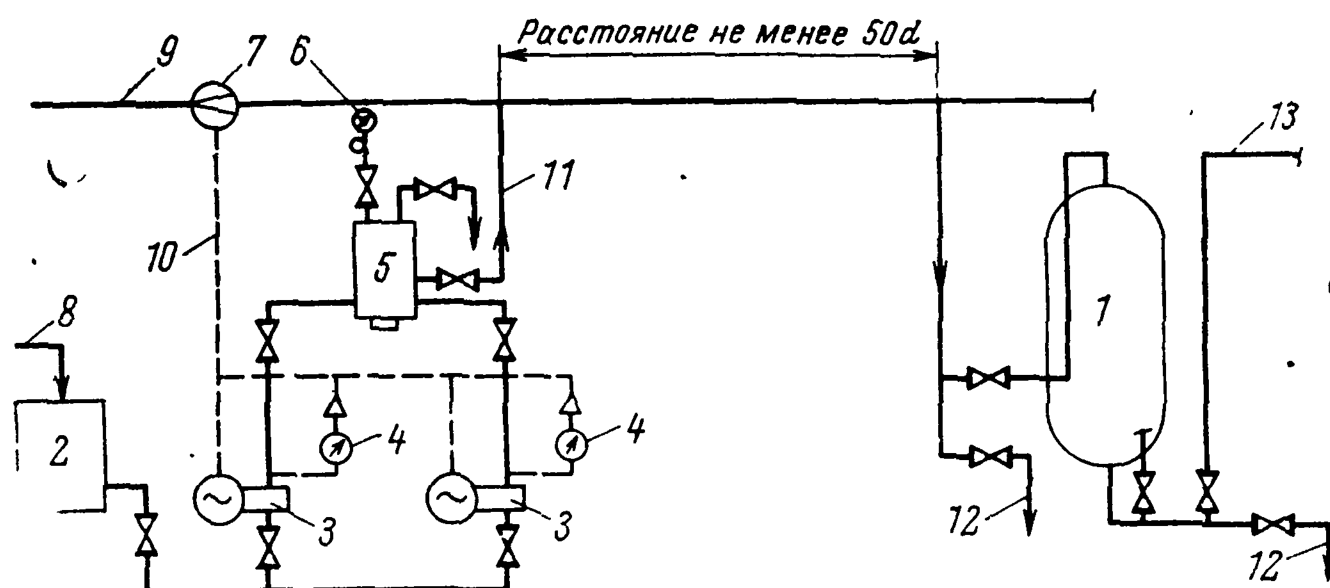


Рис. 6-6. Прямоточная схема коагуляции воды.

1 — механический (осветлительный) фильтр; *2* — бак раствора коагулянта; *3* — насос-дозатор раствора коагулянта; *4* — электроконтактный манометр; *5* — воздушный колпак; *6* — манометр; *7* — показывающий расходомер; *8* — осветленный 5—10%-ный раствор коагулянта; *9* — обрабатываемая вода; *10* — импульсная линия воздействия на насосы-дозаторы; *11* — линия дозировки коагулянта; *12* — сброс в дренаж; *13* — осветленная вода.

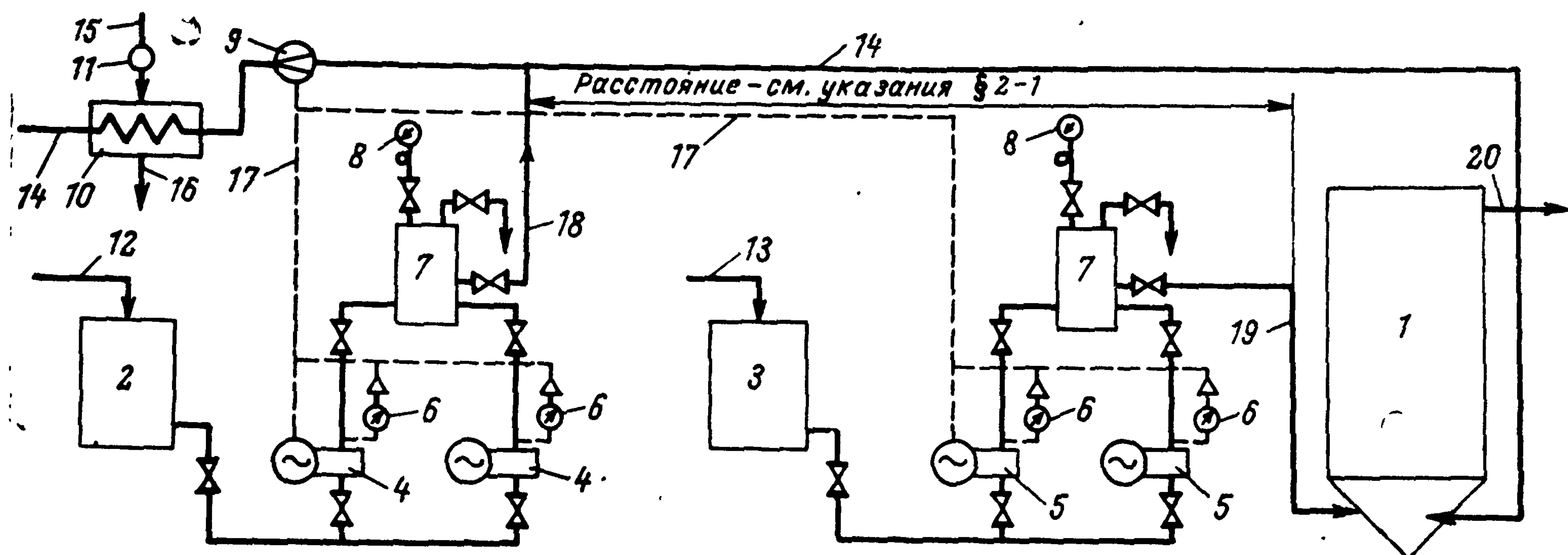


Рис. 6-7. Схема коагуляции в осветлителе с дозировкой полиакриламида (ПАА).

1 — осветлитель; 2 — бак раствора коагулянта; 3 — бак раствора ПАА; 4 — насос-дозатор раствора коагулянта; 5 — насос-дозатор раствора ПАА; 6 — электроконтактный манометр; 7 — воздушный колпак; 8 — манометр; 9 — показывающий расходомер; 10 — паровой подогреватель; 11 — регулятор температуры подогрева воды; 12 — подвод раствора коагулянта; 13 — подвод раствора ПАА; 14 — обрабатываемая вода; 15 — пар; 16 — конденсат; 17 — импульсная линия автоматического воздействия на насосы-дозаторы (пропорционально расходу воды); 18 — линия дозировки коагулянта; 19 — линия дозировки ПАА; 20 — осветленная вода.

где $V_{к}^{сут}$ — объем суточного расхода раствора коагулянта, м³/сут; p — концентрация безводного коагулянта в дозируемом растворе, принимаемая равной 5—10%; $\rho_{к}$ — плотность раствора коагулянта, т/м³, принимаемая по табл. 15-6.

Расход технического коагулянта, кг/сут, определяют по формуле:

$$Q_{т.к}^{сут} = \frac{Q_{к}^{сут} 100}{C}, \qquad (6\text{-}6)$$

где C — содержание коагулянта $Al_2(SO_4)_3$, $FeSO_4$ или $FeCl_3$ в техническом продукте, %, принимают по табл. 15-12.

Объем расходного бака коагулянта принимают по конструктивным соображениям из расчета приготовления раствора примерно 1 раз в сутки, но не чаще чем 1 раз в смену.

Часовой расход p%-ного раствора коагулянта, л/ч, определяют по формуле

$$V_{к}^{ч} = \frac{V_{к}^{сут} 1000}{24}. \qquad (6\text{-}7)$$

В табл. 6-1 приведены расходы безводного коагулянта и дозируемых растворов при различной производительности водоподготовительных установок.

Объем резервуаров мокрого хранения коагулянта, м³, определяют по формуле

$$V = \frac{1{,}5 Q_{к}^{сут} (b + p)}{1000}. \qquad (6\text{-}8)$$

Оборудование дозировки полиакриламида. Расход полиакриламида (ПАА) определяют по формуле, кг/сут:

$$Q_{ПАА}^{сут} = \frac{24 Q_{п.в} q_{ПАА}}{1000}, \qquad (6\text{-}9)$$

где $q_{ПАА}$ — доза ПАА, определяемая по разд. 2, мг/л.

Расход дозируемого 0,1%-ного раствора ПАА определяют по формулам:

$$V_{ПАА}^{сут} = \frac{Q_{ПАА}^{сут} 100}{1000 \cdot 0{,}1 \rho}; \qquad (6\text{-}10)$$

$$V_{ПАА}^{ч} = \frac{V_{ПАА}^{сут} 1000}{24}, \qquad (6\text{-}11)$$

где $V_{ПАА}^{сут}$ и $V_{ПАА}^{ч}$ — объем дозируемого раствора полиакриламида, м³/сут и л/ч; 0,1 — концентрация полиакриламида в дозируемом растворе, %; ρ — плотность дозируемого раствора, т/м³.

Производительность насосов-дозаторов растворов коагулянта и ПАА должна обеспечивать максимальные расходы, определяемые по форму-

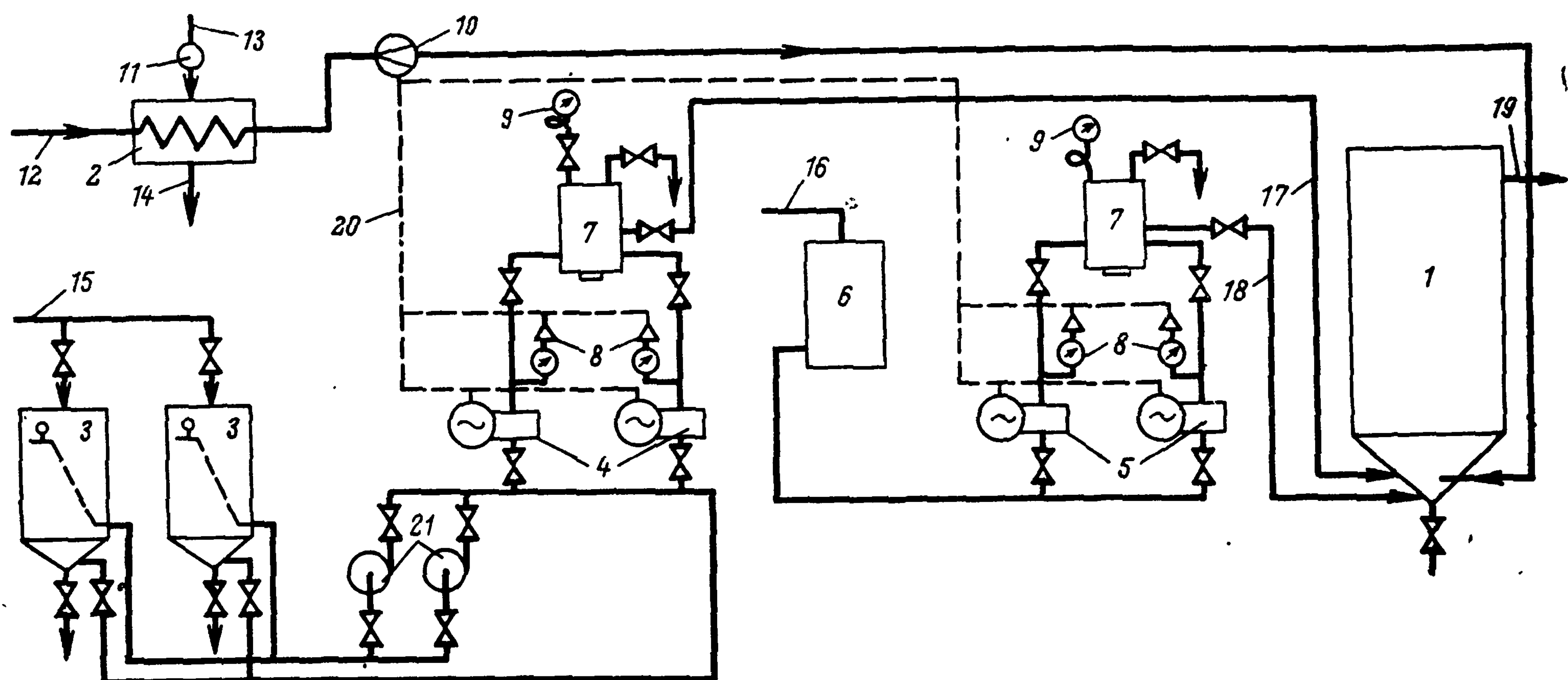


Рис. 6-8. Схема коагуляции и известкования воды в осветлителе.

1 — осветлитель; *2* — паровой подогреватель; *3* — известковая мешалка; *4* — насос-дозатор известкового молока; *5* — насос-дозатор раствора коагулянта; *6* — бак раствора коагулянта; *7* — воздушный колпак; *8* — электроконтактный манометр; *9* — манометр; *10* — показывающий расходомер; *11* — регулятор температуры подогрева воды; *12* — обрабатываемая вода; *13* — пар; *14* — конденсат; *15* — известковое молоко после гидроциклонов; *16* — осветленный раствор коагулянта; *17* — дозируемое известковое молоко; *18* — дозируемый раствор коагулянта; *19* — осветленная вода; *20* — импульсная линия автоматического воздействия на насосы-дозаторы (пропорционально расходу воды); *21* — циркуляционный насос известкового молока к мешалке.

лам (6-7) и (6-11). По полученной производительности подбирают насос-дозатор типа НД, выпускаемый заводом «Ригахиммаш», § 7-9. Насосы выпускаются на давление 10 кгс/см², достаточное для дозировки в любой трубопровод водоподготовки, оборудование которой рассчитано на давление не выше 6 кгс/см².

Оборудование для дозировки извести. Расход извести в виде $Ca(OH)_2$ определяют по формуле:

$$Q_и^{сут} = \frac{24 \cdot 37{,}05 Q_{п.в} D_и}{1000}, \qquad (6\text{-}12)$$

где $Q_и^{сут}$ — суточный расход извести на водоподготовительной установке, кг/сут; 37,05 — эквивалент $Ca(OH)_2$; $D_и$ — доза извести, определяемая в зависимости от качества исходной воды по формуле (2-1) или (2-2), мг-экв/л.

Расход известкового молока

$$V_и^{сут} = \frac{Q_и^{сут} 100}{1000 p_и \rho_и}; \qquad (6\text{-}13)$$

$$V_и^{ч} = \frac{V_и^{сут} 1000}{24}, \qquad (6\text{-}14)$$

где $V_и^{сут}$ и $V_и^{ч}$ — расход известкового молока соответственно, м³/сут и л/ч; $p_и$ — концентрация известкового молока, рекомендуется принимать не более 5% $Ca(OH)_2$; $\rho_и$ — плотность известкового молока, г/см³, принимается по табл. 15-11.

Известковую циркуляционную мешалку *3* в схеме известкования (рис. 6-8) устанавливают для непрерывной подачи известкового молока на всас насосов-дозаторов. Забор известкового молока осуществляется плавающим шлангом сверху, а возврат циркулирующей части известкового молока направляется в нижнюю коническую часть мешалки. При перемешивании известкового молока скорость восходящего потока в мешалке должна быть не менее 15 м/ч. Трубопроводы известкового молока должны выполняться диаметром не менее 25 мм; скорость движения в них известкового молока допускается не ниже 0,8 м/ч; трубопроводы выполняют с большим уклоном (10—15°) и радиусами закруглений при поворотах не менее 5d (d — диаметр трубопровода); колена, спускные лючки в нижних точ-

Таблица 6-1

Расход коагулянта при различной производительности водоподготовки

Расчетный показатель	Доза коагулянта, мг-экв/л	Производительность водоподготовки, м³/ч								
		10	25	50	75	100	125	150	175	200
Расход безводного коагулянта, кг/сут										
$Al_2(SO_4)_3$	0,25	3,4	8,6	17,1	25,7	34,2	42,8	51,3	59,85	68,4
	0,50	6,8	17,1	34,2	51,3	68,4	85,5	102,6	119,7	136,8
	1,00	13,7	34,2	68,4	102,6	136,8	171,0	205,2	239,4	273,6
$FeSO_4$	0,18	3,2	7,9	15,8	23,6	31,5	39,4	47,2	55,1	63,0
	0,35	6,3	15,8	31,5	47,2	63,0	78,8	94,4	110,2	126,0
	0,70	12,6	31,5	63,0	94,4	126,0	157,6	188,8	220,4	252,0
$FeCl_3$	0,18	2,3	5,7	11,3	17,0	22,6	28,3	34,0	39,6	45,2
	0,35	4,5	11,3	22,6	34,0	45,2	56,6	68,0	79,2	90,4
	0,70	9,0	22,6	45,2	68,0	90,4	113,2	136,0	158,4	180,8
Расход 5%-ного раствора коагулянта, м³/сут										
$Al_2(SO_4)_3$	0,25	0,07	0,16	0,33	0,48	0,65	0,82	0,98	1,14	1,30
	0,50	0,13	0,33	0,65	0,96	1,30	1,63	1,96	2,28	2,60
	1,00	0,26	0,65	1,30	1,92	2,60	3,26	3,92	4,56	5,20
$FeSO_4$	0,18	0,06	0,15	0,30	0,45	0,60	0,75	0,90	1,05	1,20
	0,35	0,12	0,30	0,60	0,90	1,20	1,50	1,80	2,10	2,40
	0,70	0,24	0,60	1,20	1,35	2,40	3,00	3,60	4,20	4,80
$FeCl_3$	0,18	0,04	0,11	0,22	0,33	0,43	0,55	0,65	0,76	0,87
	0,35	0,09	0,22	0,43	0,65	0,87	1,09	1,31	1,52	1,74
	0,70	0,17	0,43	0,87	1,31	1,74	2,18	2,62	3,04	3,48
Расход 10%-ного раствора коагулянта, м³/сут										
$Al_2(SO_4)_3$	0,25	0,031	0,078	0,155	0,232	0,310	0,385	0,465	0,542	0,620
	0,50	0,062	0,155	0,310	0,464	0,620	0,772	0,930	1,084	1,240
	1,00	0,124	0,310	0,620	0,928	1,240	1,544	1,850	2,168	2,480
$FeSO_4$	0,18	0,029	0,072	0,143	0,215	0,286	0,350	0,430	0,500	0,572
	0,35	0,057	0,144	0,286	0,430	0,572	0,720	0,850	1,000	1,144
	0,70	0,114	0,287	0,572	0,860	1,440	1,440	1,720	2,000	2,288
$FeCl_3$	0,18	0,021	0,052	0,104	0,156	0,208	0,260	0,312	0,364	0,416
	0,35	0,042	0,104	0,208	0,312	0,416	0,520	0,624	0,728	0,832
	0,70	0,083	0,208	0,416	0,624	0,832	1,040	1,248	1,456	1,664
Часовой расход 5%-ного раствора коагулянта, л/ч										
$Al_2(SO_4)_3$	0,25	2,7	6,8	13,6	20,0	27,2	34,0	40,0	47,5	54,4
	0,50	5,4	13,6	27,2	40,0	54,4	68,0	80,0	95,0	108,8
	1,00	10,8	27,2	54,4	80,0	108,8	136,0	160,0	190,0	217,6
$FeSO_4$	0,18	2,5	6,3	12,5	18,8	25,0	31,3	37,5	43,8	50,0
	0,35	5,0	12,5	25,0	37,5	50,0	62,5	75,0	87,5	100,0
	0,70	10,0	25,0	50,0	75,0	100,0	125,0	150,0	175,0	200,0
$FeCl_3$	0,18	1,8	4,5	9,0	13,5	18,0	22,5	27,0	31,5	36,0
	0,35	3,6	9,0	18,0	27,0	36,0	45,0	54,0	63,0	72,0
	0,70	7,2	18,0	36,0	54,0	72,0	90,0	108,0	126,0	144,0
Часовой расход 10%-ного раствора коагулянта, л/ч										
$Al_2(SO_4)_3$	0,25	1,3	3,3	6,5	9,8	13,0	16,3	19,5	22,8	26,0
	0,50	2,6	6,5	13,0	19,5	26,0	32,5	39,0	45,5	52,0
	1,00	5,2	13,0	26,0	39,0	52,0	65,0	78,0	91,0	104,0
$FeSO_4$	0,18	1,2	3,0	6,0	9,0	12,0	15,0	18,0	21,0	24,0
	0,35	2,4	6,0	12,0	18,0	24,0	30,0	36,0	42,0	48,0
	0,70	4,8	12,0	24,0	36,0	48,0	60,0	72,0	84,0	96,0
$FeCl_3$	0,18	0,9	2,2	4,3	6,5	8,7	10,8	13,0	15,1	17,3
	0,35	1,7	4,3	8,7	13,1	17,3	21,6	26,0	30,3	34,6
	0,70	3,5	8,7	17,3	26,0	34,6	43,2	51,9	60,6	69,2

ках трубопроводов и пр. собирают на фланцах для удобства прочистки.

Емкость известковой мешалки подбирают по расходу известкового молока, определяемого по формуле (6-13), из расчета изготовления молока нужной концентрации и перекачки его примерно 1 раз в смену (лучше 1 раз в сутки). Мешалки подбирают (одна рабочая и одна резервная) из изготавливаемых Таганрогским котельным заводом по табл. 7-16. В качестве циркуляционных насосов известкового молока принимают насосы типа АР. Производительность насоса подбирают таким образом, чтобы скорость восходящего потока в мешалке $w_{и.м}$ была не менее 15 м/ч, по соотношению:

$$w_{и.м}=\frac{Q_{и.м}}{F_м}>15 \text{ м/ч}, \quad (6\text{-}15)$$

где $Q_{и.м}$ — производительность циркуляционного насоса известкового молока, м³/ч; $F_м$ — площадь мешалки, м².

Насос-дозатор известкового молока подбирают (см. § 7-9) по производительности, подсчитанной по формуле (6-14).

6-3. ФИЛЬТРОВАЛЬНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

Взрыхляющая промывка фильтров может производиться из специально установленного бака взрыхляющей промывки, из бака с помощью промывочных насосов или непосредственно из трубопровода. Баки устанавливают для катионитных фильтров с целью использования отмывочных вод, а для осветлительных фильтров — с целью уменьшения единовременного расхода осветленной воды из трубопровода. Для катионитных фильтров небольших диаметров (450, 700 и 1000 мм), для которых единовременный расход воды на взрыхляющую промывку невелик, возможно осуществлять ее непосредственно из трубопровода исходной или осветленной воды. Для этого предусматривают специальный отвод для взрыхляющей промывки фильтров с установкой на нем показывающего расходомера, позволяющего поддерживать необходимую интенсивность взрыхления.

На рис. 6-9 приведены возможные схемы взрыхляющей промывки фильтров. Емкость баков определяют по формуле

$$V=\frac{afi60\tau}{1000}, \quad (6\text{-}16)$$

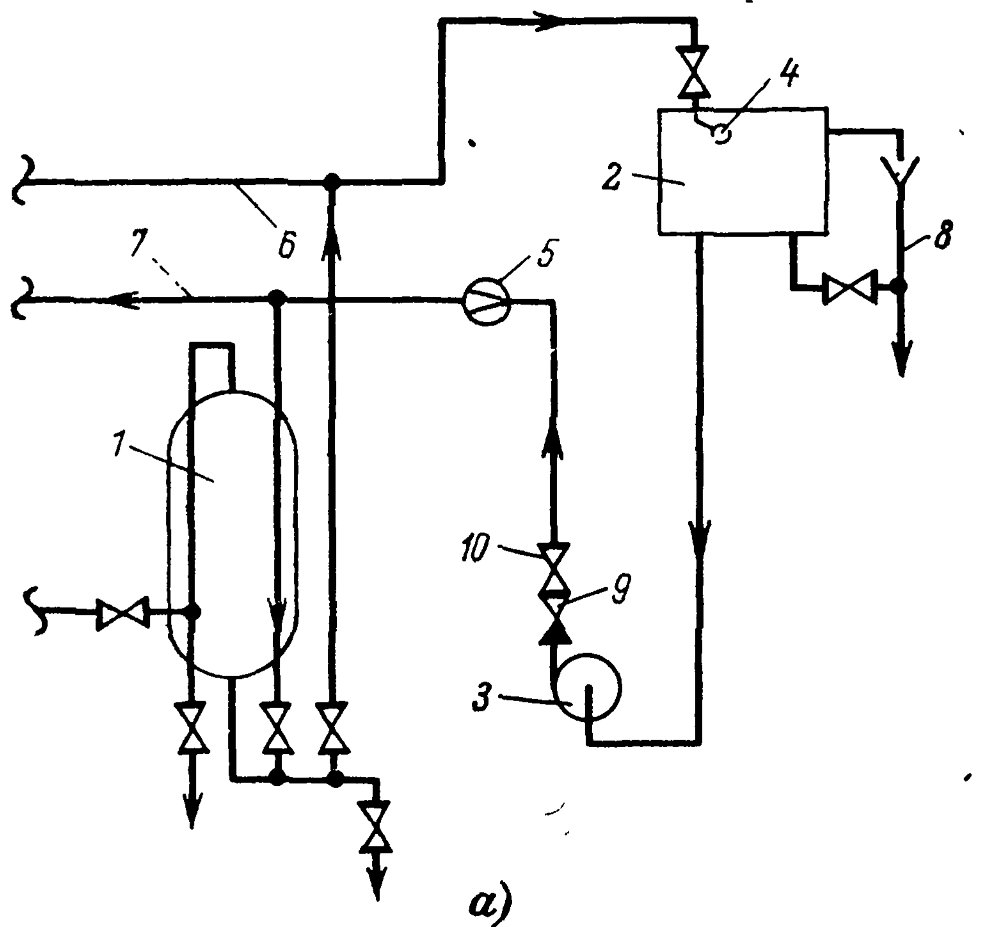
где V — объем бака для взрыхляющей промывки фильтра, м³; a — коэффициент запаса емкости, в водоподготовительных установках для котельных принимают $a=1{,}3$ (для осветлительных фильтров в особенно ответственных случаях принимают $a=2$); f — площадь фильтра, м²; i и τ — интенсивность, л/(с·м²), и продолжительность, мин, взрыхляющей промывки, принимают по табл. 5-2, 5-4, 5-9 и 5-13.

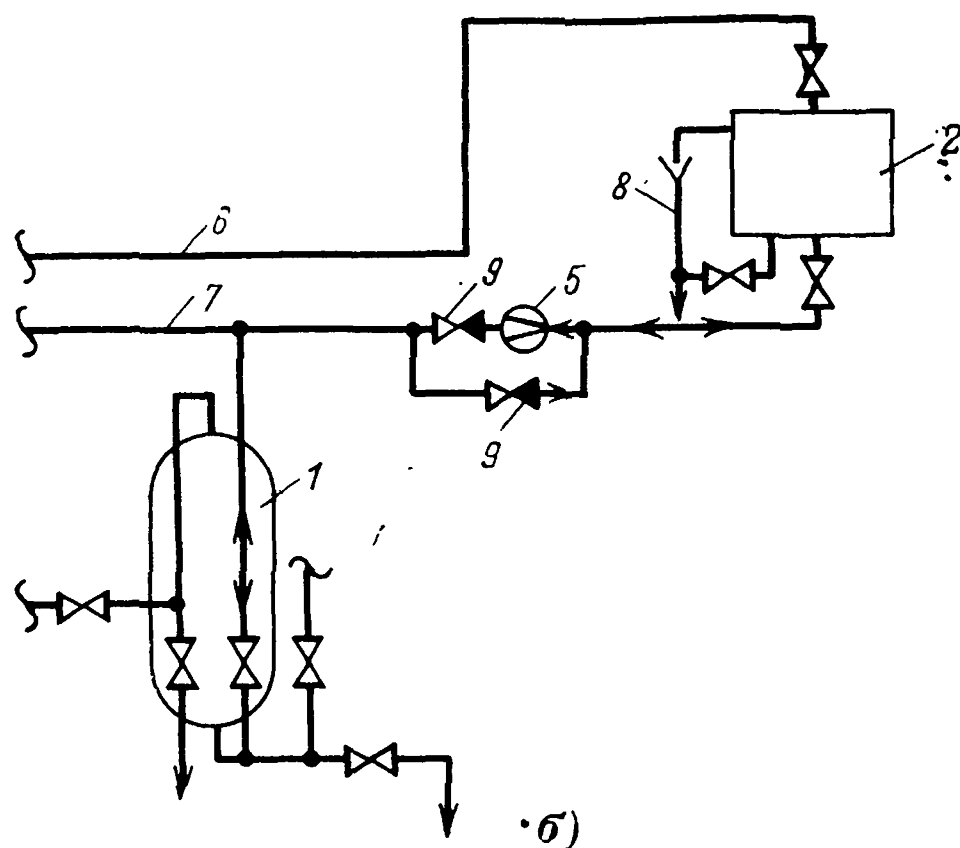
Расчетные показатели и оборудование для взрыхления стандартных осветлительных фильтров приведены в табл. 6-2 и 6-3, для катионитных фильтров — в табл. 6-4.

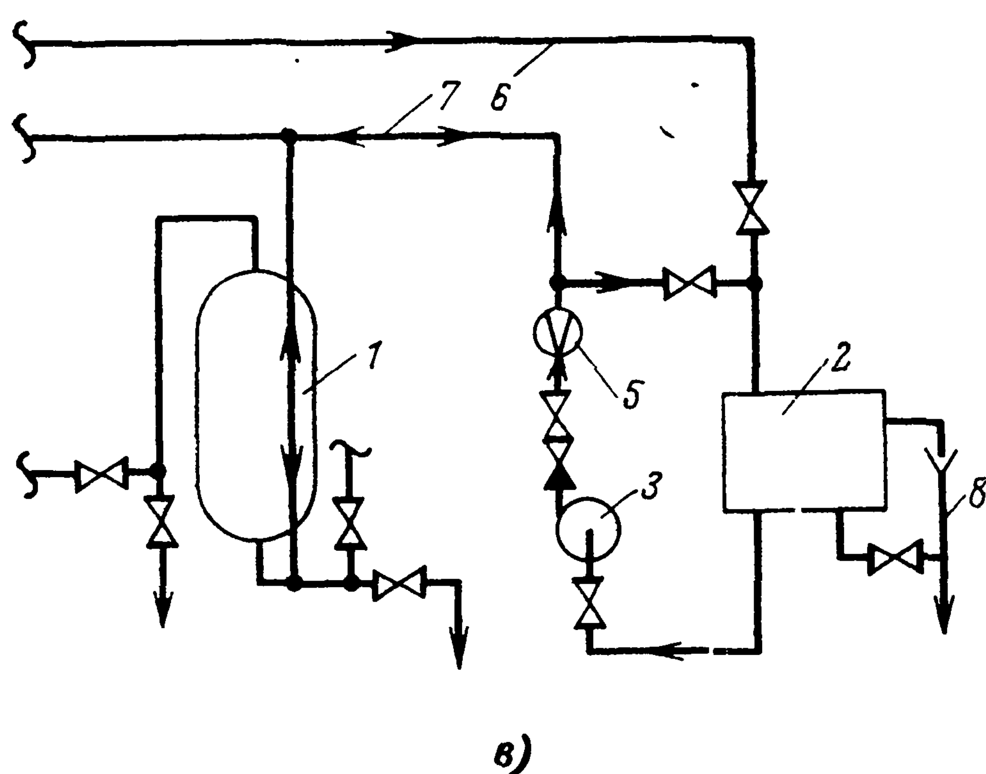
В табл. 6-4 баки, обозначенные звездочкой (при небольшом расходе воды на взрыхление), можно не устанавливать, а проводить промывку исходной или осветленной водой по схеме, приведенной на рис. 6-9,*г*.

Регенерация фильтров. Регенерацию натрий-аммоний- и водород-катионитных фильтров, как правило, осуществляют с помощью водяного эжектора, в котором из крепкого раствора приготавливается регенерационный раствор нужной концентрации (рис. 6-10).

Приготовление раствора нужной концентрации обеспечивается путем подачи определенного количества воды, устанавливаемого по расходомеру *4*, и поддержания постоянного уровня с помощью поплавкового регулятора *3* подсасываемого эжектором *1* крепкого раствора соли или кислоты.







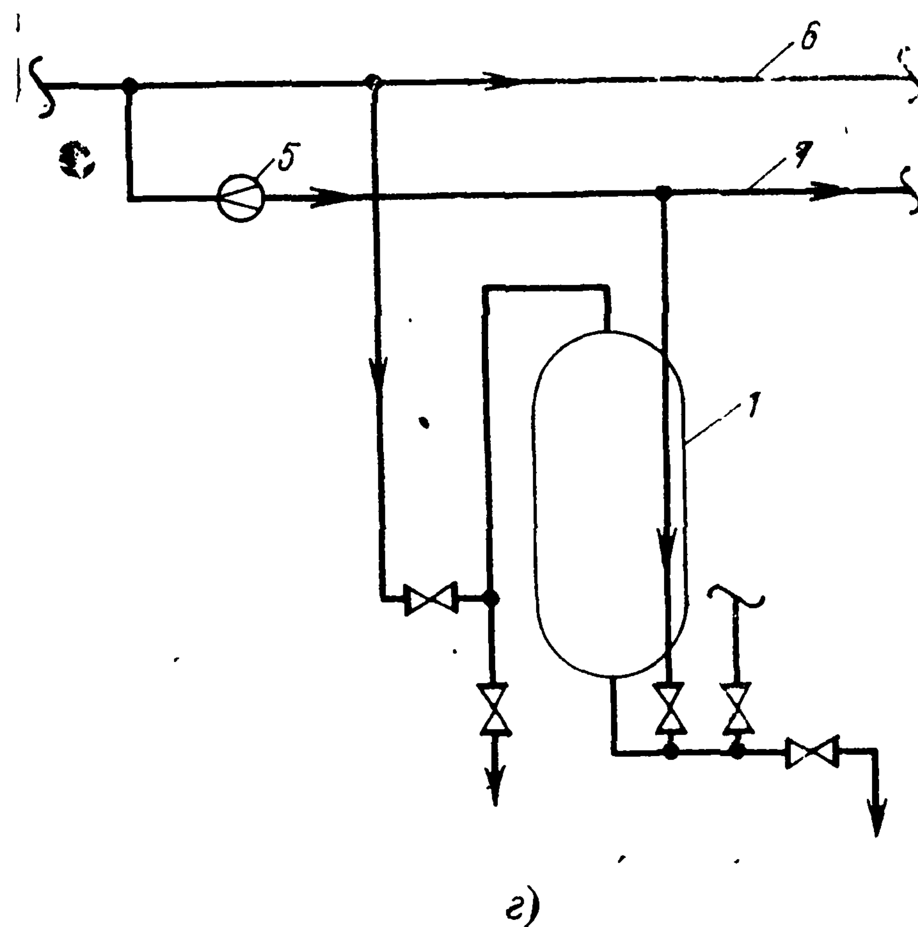


Рис. 6-9. Схема взрыхляющей промывки фильтров.

а — промывка осветлительного фильтра; *б* — промывка катионитного фильтра из бака; *в* — то же насосом из бака; *г* — то же из трубопровода осветленной воды; *1* — фильтр; *2* — бак промывочной воды; *3* — промывочный насос; *4* — автоматический запорный клапан; *5* — расходомер показывающий; *6* — осветленная вода; *7* — промывочная вода; *8* — перелив в дренаж; *9* — обратный клапан; *10* — задвижка.

Примечание. При установке бака на отметке более 8 м промывочный насос не устанавливают.

Регенерация фильтров может производиться при помощи насосов-дозаторов типа НД, изготавливаемых заводом «Ригахиммаш»; такая схема приведена на рис. 6-11. Регенерационный раствор при этом готовится непосредственно в трубе, см. узел *А*. Нужная концентрация обеспечивается определенным расходом воды по трубопроводу *5* (устанавливается расходомером *6*) и определенным количеством крепкого раствора, подаваемого насосом-дозатором. В табл. 6-5 и 6-6 приведены вспомогательное оборудование и

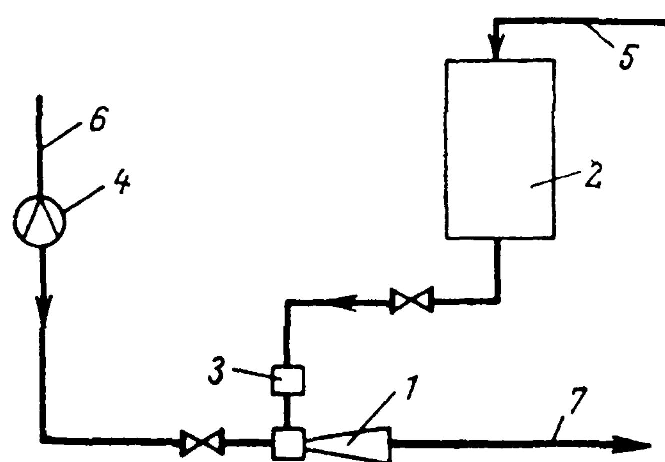


Рис. 6-10. Схема приготовления регенерационного раствора.

1 — эжектор; *2* — мерник крепкой кислоты или крепкого (26%-ного) раствора соли; *3* — поплавковый регулятор уровня; *4* — показывающий расходомер; *5* — крепкий раствор кислоты или соли из склада реагентов; *6* — осветленная вода на приготовление раствора; *7* — регенерационный раствор кислоты или соли.

Таблица 6-2

Расчетные показатели для взрыхления однопоточных антрацитных осветлительных фильтров

Расчетный показатель	Диаметр стандартного фильтра, мм					
	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Расход воды на взрыхляющую промывку при интенсивности взрыхления 12 л/(с·м²), м³	2,7	6,2	11,2	18,7	25,0	32,0
Часовой расход воды на взрыхление, м³/ч	33	74	134	225	300	385
Характеристика насосов промывки:						
тип	3К-9а	4К-18	6К-12а	8К-18а	8К-18а	8К-18
Q, м³/ч	35	80	150	260	320	360
H, м вод. ст.	22,5	22,8	15,0	15,7	12,7	15,0
Электродвигатель к насосу:						
тип	А42-2	А51-2	А61-4	А2-71-4	А2-71-4	А2-71-4
N, кВт	4,5	7,0	10,0	22,0	22,0	22,0
n, об/мин . . .	2900	2900	1460	1460	1460	1460

Таблица 6-3

Расчетные показатели для взрыхления однопоточных кварцевых и двухслойных кварцево-антрацитных осветлительных фильтров

Расчетный показатель	Диаметр стандартного фильтра, мм					
	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Расход воды на взрыхляющую промывку при интенсивности взрыхления 15 л/(с·м²), м³	4,1	9,3	16,7	28,1	37,5	48,1
Часовой расход воды на взрыхление, м³/ч	41	93	167	281	375	481
Характеристика насоса для промывки:						
тип	3К-9а	6К-12а	6К-12а	8К-18	8К-18	2 насоса 8К-18
Q, м³/ч	45	95	180	288	360	360
H, м вод. ст. . . .	19,5	17,8	12,6	17,5	15,0	15,0
Электродвигатель к насосу						
тип	А42-2	А61-4	А61-4	А2-71-4	А2-71-4	2 электродвигателя А2-71-4
N, кВт	4,5	10,0	10,0	22,0	22,0	22,0
n, об/мин	2900	1460	1460	1460	1460	1460

Таблица 6-4

Расчетные показатели для взрыхления катионитных фильтров

Расчетный показатель		Интенсивность взрыхления, л/(с·м²)	Диаметр стандартного фильтра, мм							
			450	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Расход воды на взрыхляющую промывку, м³		3 4	0,5 0,6	1,1 1,4	2,1 2,7	4,6 6,2	8,4 11,2	14,0 18,7	18,8 25,0	24,6 32,0
Часовой расход воды на взрыхление, м³/ч		3 4	1,8 2,4	4,2 5,6	8,2 11,0	18,6 24,8	33,5 44,6	56,2 74,9	75,1 100,1	96,1 128,1
Объем бака для промывки, м³ (при взрыхлении в течение 15 мин)		3 4	0,6* 1*	1,5* 2*	3* 4*	6 8	11 15	18 24	25 33	33 42
Характеристика насоса для промывки	тип *Q*, м³/ч *H*, м вод. ст.	3	1¹/₂К-6б 4,5 12,8	1¹/₂К-6б 4,5 12,8	1¹/₂К-6б 9 11,4	2К-9б 20 10,3	3К-9а 35 22,5	4К-18а 50 20,7	4К-18 80 22,8	6К-12а 95 17,8
	тип *Q*, м³/ч *H*, м вод. ст.	4	1¹/₂К-6б 9 11,4	1¹/₂К-6б 9 11,4	1¹/₂К-6а 13,5 11,2	2К-6б 25 16,4	3К-9а 45 19,5	4К-18 80 22,8	6К-12а 95 17,8	6К-12а 150 15,0
Электродвигатель к насосу	тип *N*, кВт *n*, об/мин	3	А31-2 1,0 2900	А31-2 1,0 2900	А31-2 1,0 2900	А32-2 1,7 2900	А42-2 4,5 2900	А42-2 4,5 2900	А51-2 7 2900	А61-4 10 1460
	тип *N*, кВт *n*, об/мин	4	А31-2 1,0 2900	А31-2 1,0 2900	А32-2 1,7 2900	А41-2 2,8 2900	А42-2 4,5 2900	А51-2 7,0 2900	А61-4 10,0 1460	А61-4 10,0 1460

Расчетные показатели для регенерации стандартных катионитных фильтров

Расчетный показатель	Диаметр стандартного фильтра, мм							
	450	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
1. Высота слоя катионита, м	2,0	2,0	2,0	2,0	2,5	2,5	2,5	2,5
2. Площадь фильтрования, $м^2$	0,17	0,39	0,76	1,72	3,10	5,20	6,95	9,10
3. Объем катионита, $м^3$	0,34	0,78	1,52	3,44	7,75	13,0	17,38	22,75
4. Объем бака для гидроперегрузки сульфоугля, $м^3$	—	—	3,0	6,0	12,0	20,0	26,0	35,0
5. Расход воды и оборудование для взрыхляющей промывки	См. табл. 6-4							
Натрий-катионитные фильтры первой ступени								
6. Расход соли, кг, на одну регенерацию при содержании Na=50% от $Ж_О$, $E_р^{Na}$=200 г-экв/$м^3$ и удельном расходе соли:								
при $Ж_О$=5 мг-экв/кг и q_c=120 г/г-экв	8	19	37	83	186	312	418	546
при $Ж_О$=10 мг-экв/кг и q_c=150 г/г-экв	10	23	46	103	233	390	521	683
при $Ж_О$=15 мг-экв/кг и q_c=200 г/г-экв	14	31	61	138	310	520	695	910
7. Объем 26%-ного раствора соли на одну регенерацию для условий, приведенных в п. 6, л.:								
q_c=120 г/г-экв	26	60	117	265	596	1000	1340	1750
q_c=150	33	75	146	332	745	1250	1670	2190
q_c=200	43	100	195	442	996	1670	2230	2920
8. Расход воды на приготовление 5%-ного раствора соли на одну регенерацию для условий, приведенных в п. 6, л:								
q_c=120 г/г-экв	157	362	705	1600	3600	6000	8100	10500
q_c=150 »	197	452	920	2000	4500	7550	10100	13200
q_c=200 »	262	603	1170	2660	6000	10000	13500	17600
9. Расход воды на отмывку катионита, $м^3$, на одну регенерацию	1,4	3,1	6,1	13,8	31,0	52,0	69,5	91,0
10. Часовой расход воды на отмывку катионита, $м^3$/ч:								
при скорости отмывки w=6 м/ч	1,0	2,3	4,6	10,3	18,6	31,2	41,7	54,5
при скорости отмывки w=8 м/ч	1,4	3,1	6,1	13,8	24,8	41,6	55,5	72,7
11. Расход воды, $м^3$, на одну регенерацию (без использования отмывочных вод на взрыхление)	2,1	4,8	9,3	21,1	45,4	76,0	101,8	133,2
12. Расход воды, $м^3$, на одну регенерацию (с использованием отмывочных вод на взрыхление)	1,6	3,7	7,3	16,2	37,0	62,0	83,0	108,6
Водород-катионитные фильтры (при «голодной» регенерации)								
13. Расход 100%-ной H_2SO_4 на регенерацию*, кг	—	—	22,8	51,6	116,3	195,0	260,7	341,3
14. Расход технической 75%-ной H_2SO_4, кг	—	—	33	69	155	261	349	455
15. Объем, занимаемый 75%-ной H_2SO_4, кг	—	—	18	41	93	155	208	272
16. Объем мерника крепкой кислоты, л	—	—	100	250	500	500	1000	1000
17. Расход воды на приготовление 1,5%-ного раствора H_2SO_4, $м^3$	—	—	1,5	3,4	7,7	13,0	17,2	22,6
18. Расход воды на отмывку катионита, $м^3$ на одну регенерацию	—	—	7,6	17,2	38,8	65,0	86,9	113,8

Расчетный показатель	Диаметр стандартного фильтра, мм							
	450	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
19. Часовой расход воды на отмывку катионита, м³/ч, при скорости отмывки w=10 м/ч	—	—*	7,6	17,2	31,0	52,0	69,5	91,0
20. Расход воды на регенерацию (без использования отмывочной воды на взрыхление), м³	—	—	11,2	25,3	54,8	92,0	122,9	160,9
21. Расход воды на регенерацию (с использованием отмывочной воды на взрыхление), м³	—	—	9,1	20,6	46,5	78,0	104,1	136,3
Натрий-катионитные фильтры второй ступени (при использовании конструкции фильтров первой ступени)								
22. Расход соли, кг на одну регенерацию	41	94	182	413	930	1560	2086	2730
23. Объем 26%-ного раствора соли, м³ на одну регенерацию	0,1	0,3	0,6	1,3	3,0	5,0	6,7	8,8
24. Объем мерника соли, м³	0,2	0,4	1,0	1,5	4,0	7,0	9,0	11,0
25. Расход воды на приготовление 8%-ного раствора соли, м³ . .	0,5	1,1	2,2	5,0	11,0	18,5	24,8	32,2
26. Расход воды на регенерацию (без использования отмывочной воды на взрыхление), м³	2,3	5,3	10,3	23,3	50,4	84,5	113,1	147,2
27. Расход воды на регенерацию (с использованием отмывочной воды на взрыхление), м³	1,8	4,2	8,2	18,7	42,0	70,5	94,3	123,2

* Подсчитано при $q_к$=49 г/г-экв и $E_р^г$=300 г-экв/м³.

Таблица 6-6

Расчетные показатели для регенерации натрий-катионитных фильтров второй ступени (специальной конструкции)

Расчетный показатель	Диаметр стандартного фильтра, мм				
	1000	1500	2000	2600	3000
1. Высота слоя катионита, м	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
2. Площадь фильтрования, м²	0,76	1,72	3,10	5,20	6,95
3. Объем катионита, м³	1,14	2,58	4,65	7,80	10,43
4. Расход воды и оборудование для взрыхляющей промывки	См. табл. 6-4				
5. Расход соли на регенерацию (при $E_р^{Na}$=300 г-экв/м³), кг	137	310	558	936	1252
6. Объем 26%-ного раствора соли, м³	0,4	1,0	1,8	3,0	4,0
7. Объем мерника 26%-ного раствора соли, м³	0,6	1,2	2,3	4,0	5,0
8. Расход воды на приготовление 8%-ного раствора соли, м³	1,6	3,7	6,6	11,1	14,9
9. Расход воды на отмывку, м³ . . .	4,6	10,3	18,6	31,2	41,7
10. Расход воды на регенерацию (без использования отмывочной воды на взрыхление), м³	8,2	18,7	33,6	56,3	75,4
11. Расход воды на регенерацию (с использованием отмывочной воды на взрыхление), м³	6,2	14,0	25,2	42,3	56,6

Рис. 6-11. Схема регенерации фильтра насосом-дозатором типа НД.

1 — фильтр; *2* — крепкий раствор реагента; *3* — насос-дозатор крепкого раствора реагента; *4* — мерник или расходный бак крепкого раствора реагента; *5* — подвод воды для приготовления регенерационного раствора; *6* — расходомерная шайба.

расчетные расходы воды и реагентов, необходимые для регенерации нестандартных катионитных фильтров.

Приведенные в таблицах данные приведенные в таблицах данные на одну регенерацию необходимы для подсчета расхода воды на собственные нужды водоподготовительной установки, выбора баков для промывки и пр.; часовые расходы даны для подбора промывочных насосов, показывающих расходомеров, определения диаметров соответствующих трубопроводов. Приведенные в табл. 6-2—6-4 данные могут использоваться при составлении заданий на проектирование водопровода, канализации, контрольно-измерительных приборов и других разделов проекта водоподготовительной установки. В схемах двухступенчатого натрий-катионирования емкость мерников следует выбирать по фильтрам второй ступени (табл. 6-6), поскольку расход соли на одну регенерацию для фильтров второй ступени больше. В схемах одноступенчатого натрий-катионирования подбор емкости мерника выполняют исходя из объема концентрированного раствора соли (табл. 6-5, п. 7) и из компоновочных соображений (на одну регенерацию, смену или на одни сутки).

Гидроперегрузка фильтрующих материалов. Для облегчения и ускорения процесса перегрузки фильтрующих материалов регрузки фильтрующих материалов (антрацит, сульфоуголь и др.) в случаях ремонта фильтров осуществляют их гидроперегрузку по схеме рис. 6-12 или в резервный пустой фильтр.

За фильтрами предусматривают стационарный трубопровод для гидроперегрузки фильтрующих материалов, на нем у каждого фильтра выполняется тройник на фланцах, который можно снять и заглушить в этом месте трубопровод или присоединить к нему гибкий шланг от фильтра. Часть трубопровода, не участвующая в гидроперегрузке, заглушается для предотвращения засорения фильтрующим материалом. После окончания гидроперегрузки все трубопроводы тщательно промывают водой до полного удаления материала. Бак гидроперегрузки оборудуют

Рис. 6-12. Схема гидроперегрузки фильтрующих материалов.

1 — бак для гидроперегрузки фильтрующих материалов; *2* — водоводяной насос для гидроперегрузки; *3* — фильтр; *4* — гидротранспортер для первоначальной загрузки; *5* — загрузка материала в воронку; *6* — дренажная система; *7* — гибкий шланг для выгрузки из фильтра; *8* — гибкий шланг для первоначальной загрузки; *9* — стационарный трубопровод гидроперегрузки; *10* — трубопровод взрыхляющей промывки фильтров; *11* — подвод исходной воды для гидроперегрузки; *12* — фильтрующий материал к водоводяному насосу при перегрузке из бака в фильтр; *13* — подвод воды к гидротранспортеру; *14* — гибкий шланг при загрузке материала в фильтр; *15* — в дренаж.

дренажной системой, которая может быть выполнена из полиэтиленовых или винипластовых труб с нарезкой щелей шириной 0,3 мм или оборудована колпачками, как дренажные системы в фильтрах. Площадь всех щелей должна составлять 0,5% площади бака.

Перегрузку фильтрующего материала из фильтра в бак осуществляют в следующем порядке. В трубопровод взрыхляющей промывки фильтров подается исходная вода под напором, обеспечивающим передавливание фильтрующего материала в бак гидроперегрузки *1* (трубопровод при этом отключают от бака взрыхляющей промывки фильтров). Бак гидроперегрузки *1* при установке водо-водяного эжектора *2* может располагаться на любой отметке. Задвижки на фильтре вначале открывают, как при взрыхляющей промывке, чтобы привести фильтрующий материал во взвешенное состояние, затем открывают задвижку в бак гидроперегрузки и закрывают задвижку от фильтра в дренаж из водяной подушки; пульпа (фильтрующий материал с водой) по гибкому шлангу *7* поступает в бак *1*; через дренажную систему бака *6* вода сбрасывается в дренаж *15*, а сульфоуголь остается в баке *1*. Обратная перегрузка из бака *1* в фильтр *3* происходит аналогичным путем. В бак *1* через дренажную систему *6* подается вода и фильтрующий материал приводится во взвешенное состояние, затем пульпа водо-водяным эжектором *2* подсасывается и передается в фильтр *3* по гибкому шлангу *14*. Первоначальная загрузка фильтрующего материала может выполняться при помощи передвижного гидротранспорта *4*, как это показано на рисунке. Необходимая емкость бака гидроперегрузки для каждого диаметра фильтра приведена в табл. 6-5.

Раздел седьмой
СТАНДАРТНОЕ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ

В настоящем разделе приведены данные по водоподготовительному оборудованию, выпускаемому отечественными заводами.

Стоимость оборудования дана по прейскурантам заводов-изготовителей в ценах 1974 г. Арматура и приборы в стоимость и массу металла не включены.

Ниже приведен список заводов-изготовителей с их условными обозначениями и адресами.

1. Бийский котельный завод (БиКЗ), г. Бийск, Алтайского края.
2. Таганрогский котельный завод «Красный котельщик» (ТКЗ), г. Таганрог, 10.
3. Барнаульский котельный завод (БКЗ), г. Барнаул, Алтайского края, проспект Калинина, 45.
4. Саратовский завод тяжелого машиностроения (СЗТМ), г. Саратов 410601.
5. Красносельский литейно-механический завод (КЛМЗ), г. Красное село, Ленинградской области, ул. Свободы, 46.
6. Рижский завод химического машиностроения (Ригахиммаш), г. Рига, 39, Латвийской ССР, Бикерниеску, 18.
7. Московский завод котлоагрегатов, г. Москва, Золоторожский вал, 4а.
8. Монастырищенский машиностроительный завод (ММЗ), г. Монастырище, Черкасской области.

7-1. ОСВЕТЛИТЕЛЬНЫЕ И СОРБЦИОННЫЕ ФИЛЬТРЫ

В табл. 7-1—7-4 приведены основные параметры и габаритные размеры, а на рис. 7-1—7-10 — общие виды осветлительных и сорбционных

Таблица 7-1

Основные параметры осветлительных (механических) и сорбционных фильтров

Завод-изготовитель	Название фильтра	Шифр	№ рисунка	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса фильтра без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
БиКЗ	Осветлительный, вертикальный	ФОВ-1,0-6	7-1	1000	2964	897*	4,0	360	00.8135.004
БиКЗ	То же	ФОВ-1,5-6	7-1	1500	3357	1576*	8,5	550	00.8135-004-01
БиКЗ	» »	ФОВ-1,0-6	7-2, *а*	1000	3040	952*	3,5	—	00.8135.005
БиКЗ	» »	ФОВ-1,4-6	7-2, *б*	1400	3392	1544	5,5	—	00.8135.007
ТКЗ	» »	ФОВ-2,0-6	7-3	2000	3630	2080	15,0	840	08.8135.002-01
ТКЗ	» »	ФОВ-2,6-6	7-3	2600	4015	3690	28,0	1150	08.8135.002-02
ТКЗ	» »	ФОВ-3,0-6	7-3	3000	4385	4729	37,0	1500	08.8135.002-03
ТКЗ	» »	ФОВ-3,4-6	7-3	3400	4545	6276	50,0	1850	08.8135.002-04
ТКЗ	Осветлительный вертикальный двухкамерный	ФОВ2К-3,4-6	7-4	3400	5500	9280	70,0	2700	08.8135.008
ТКЗ	Осветлительный вертикальный трехкамерный	ФОВ3К-3,4-6	7-5	3400	7060	12 987	102,0	4300	08.8135.009
ТКЗ	Осветлительный горизонтальный	ФОГ-3-6-10,5	7-6	3000	$H=4630$ $L=10\,500$	14 000	117,0	3900	К-286961
ТКЗ	То же	ФОГ-3-6-5,5	7-7	3000	$H=4630$ $L=5510$	8165	62,0	2600	К-286540
ТКЗ	Сорбционный угольный для обезмасливания конденсата	ФСУ-2-6	7-8	2000	4930	2644	15,0	1200	08.8135.003-01
ТКЗ	То же	ФСУ-2,6-6	7-8	2600	5200	4283	27,0	1600	08.8135.003-02
ТКЗ	» »	ФСУ-3-6	7-8	3000	5470	5214	36,0	1900	08.8135.003-03
ТКЗ	» »	ФСУ-3,4-6	7-8	3400	5740	7445	47,0	2600	08.8135.003.04
ТКЗ	Сорбционный целлюлозный (намывной)	ФСЦ-1,6-10	7-9	1600	4925	3398	14,0	4400	08.8136.007
ТКЗ	То же	ФСЦ-2-10	7-10	2000	5330	5288	18,0	5700	08.8136.005

Примечание * Масса аппаратов БиКЗ дана с арматурой.

Таблица 7-2

Габаритные и присоединительные размеры (мм) осветлительных (механических) фильтров БиКЗ, к рис. 7-1 (00.8135.004)

Диаметр фильтра	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5
1000	2964	171	212	338	426	512	1130	2170	2662	214	71	612	500	587	315
1500	3357	160	200	412	500	650	1310	2350	2948	864	687	687	297	605	470

Диаметр фильтра	L_6	L_7	L_8	L_9	L_{10}	L_{11}	$D_н$	D_1	a	$d_у$	$d'_у$	α°	α_1°	α_2°	α_3°
1000	565	652	150	300	750	454	1016	720	160	80	50	70	80	20	23
1500	770	892	175	450	980	1008	1520	1000	220	125	80	35	65	65	15

Таблица 7-3

Габаритные и присоединительные размеры (мм) осветлительных вертикальных фильтров ТКЗ, к рис. 7-3 (08.8135.002)

Диаметр фильтра	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	L_6	L_7	L_8
2000	3630	670	245	488	1512	2542	3233	885	715	965	885	270	570	1170	200	790
2600	4015	810	195	517	1663	2693	3506	1400	1235	945	808	270	670	1430	225	900
3000	4385	905	225	620	1848	2878	3773	1706	1550	875	690	385	835	1700	250	1150
3400	4545	900	220	615	1925	2955	3932	1700	1550	1135	982	505	955	1900	250	1275

Диаметр фильтра	L_9	L_{10}	S	S_1	d	d_1	$d_к$*	$d_{к.в}$**	$D_у$	$D_у^1$	$D_у^2$	α°	α_1°	α_3°	M	a
2000	1170	245	10	8	159	89	159	150	80	150	80	45	65	17	1400	290
2600	1500	325	12	10	219	108	219	225	100	200	100	30	50	15	1600	370
3000	1730	400	12	10	273	108	219	225	100	250	100	22	40	18	2000	420
3400	1930	400	14	12	273	159	219	225	150	250	100	30	45	16	2200	490

* $d_к$ — диаметр коллектора нижней дренажной системы.

** $d_{к.в}$ — диаметр коллектора (вход воды) верхнего лучевого распределительного устройства.

Таблица 7-4

Габаритные и присоединительные размеры (мм) угольных фильтров ТКЗ, к рис. 7-8 (08.8135.003)

Диаметр фильтра	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6		L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	L_6	L_7	L_8
2000	4930	730	245	490	1510	3910	4535	885	680	975	755	885	270	570	1170	200
2600	5205	775	275	520	1670	4000	4805	1400	1210	970	665	810	270	670	1430	225
3000	5470	875	380	625	1850	4180	5070	1740	1555	870	555	700	405	855	1700	225
3400	5740	890	295	615	1940	4275	5230	1900	1640	1245	930	1095	465	915	1895	225

Диаметр фильтра	L_9	L_{10}	L_{11}	d	$d_в^*$	d_1	$D_у$	$D_у^1$	$D_у^2$	$\alpha°$	$\alpha_1°$	$\alpha_2°$	$\alpha_3°$	S	S'	M	a
2000	750	1170	1000	159	160	89	150	80	80	45	66	48	17	10	8	1400	290
2600	1000	1480	1485	159	160	108	150	100	100	30	50	60	15	12	10	1600	370
3000	1175	1680	1815	159	160	108	150	100	100	22	47	63	18	12	10	2000	420
3400	1375	1900	1900	219	225	108	200	100	100	30	60	90	16	14	12	2200	490

* $d_в$ — диаметр коллектора (вход воды) верхнего лучевого распределительного устройства.

фильтров, изготавливаемых БиКЗ и ТКЗ.

Рабочее давление 6 кгс/см². Рабочая температура до 60° С, ограничивается термостойкостью защитного покрытия.

Фильтрующие материалы заводы не поставляют.

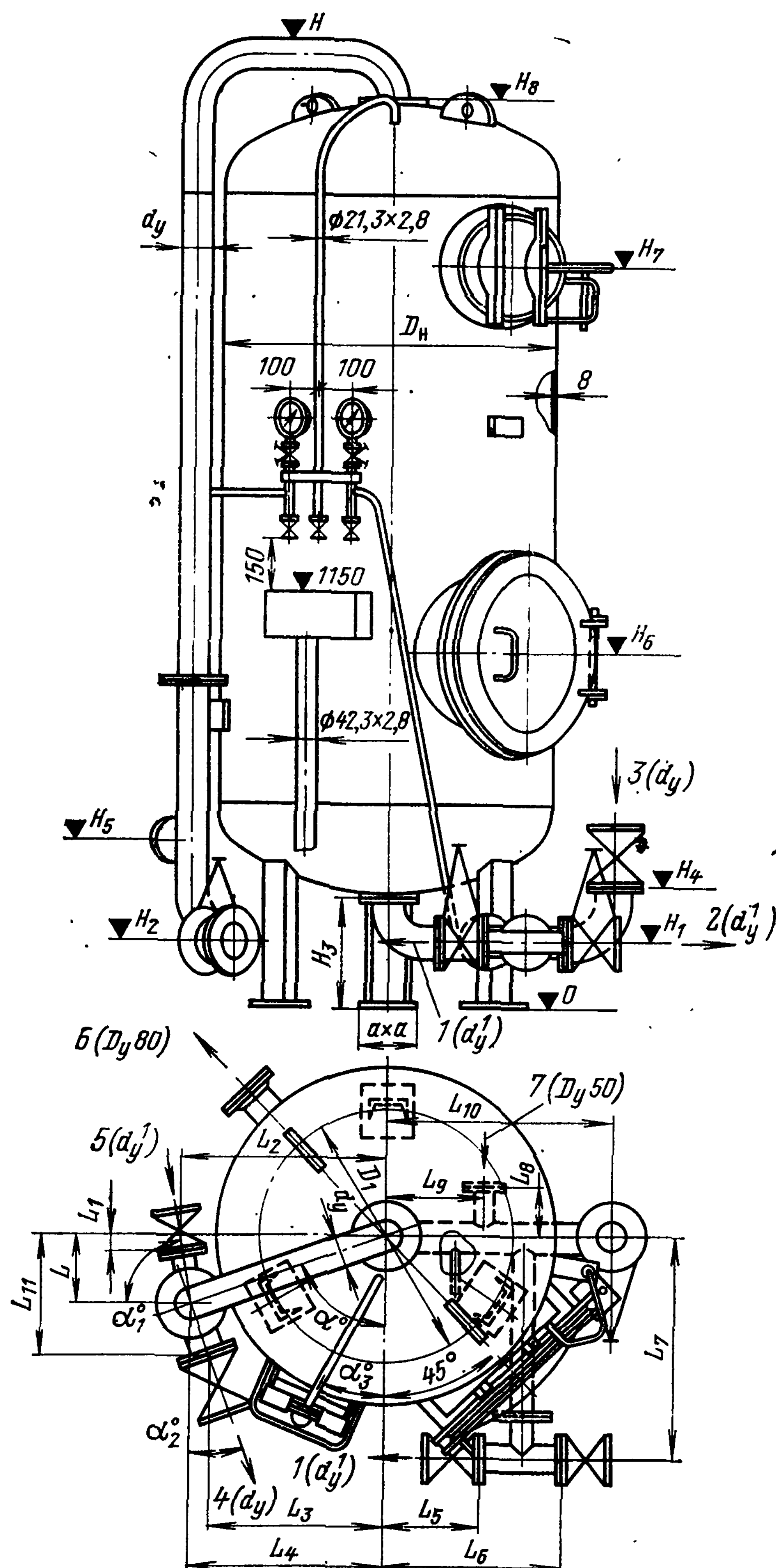


Рис. 7-1. Фильтры осветлительные диаметром 1000 и 1500 мм (БиКЗ), см. табл. 7-2.
1 — выход обработанной воды; *2* — спуск первого фильтрата; *3* — подвод промывочной воды; *4* — спуск промывочной воды; *5* — подвод обрабатываемой воды; *6* — штуцер $D_у = 80$ мм для гидровыгрузки, установлен на отметке у фильтра диаметром: 1000—580 мм, 1500—745 мм; *7* — подвод сжатого воздуха.

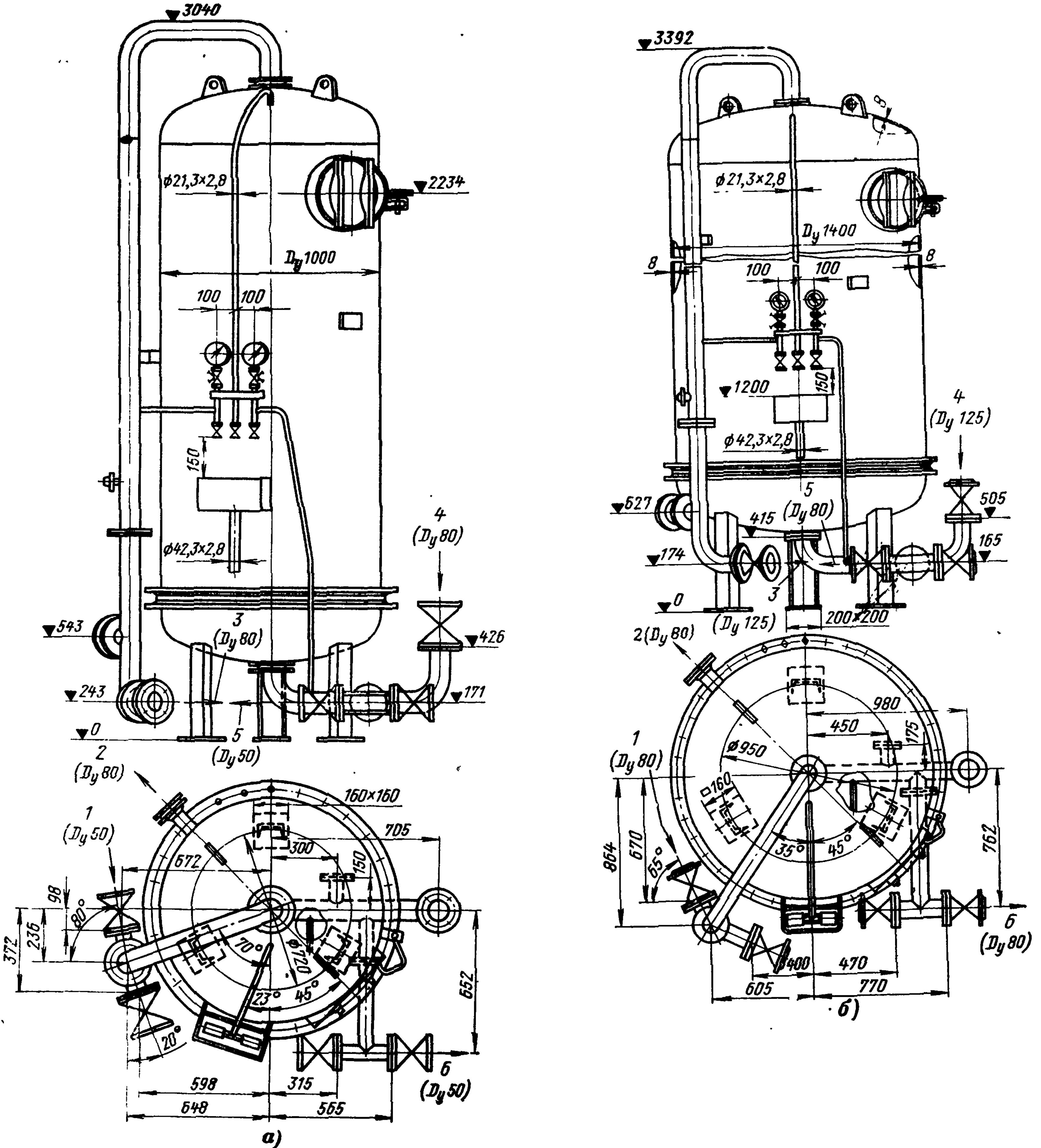
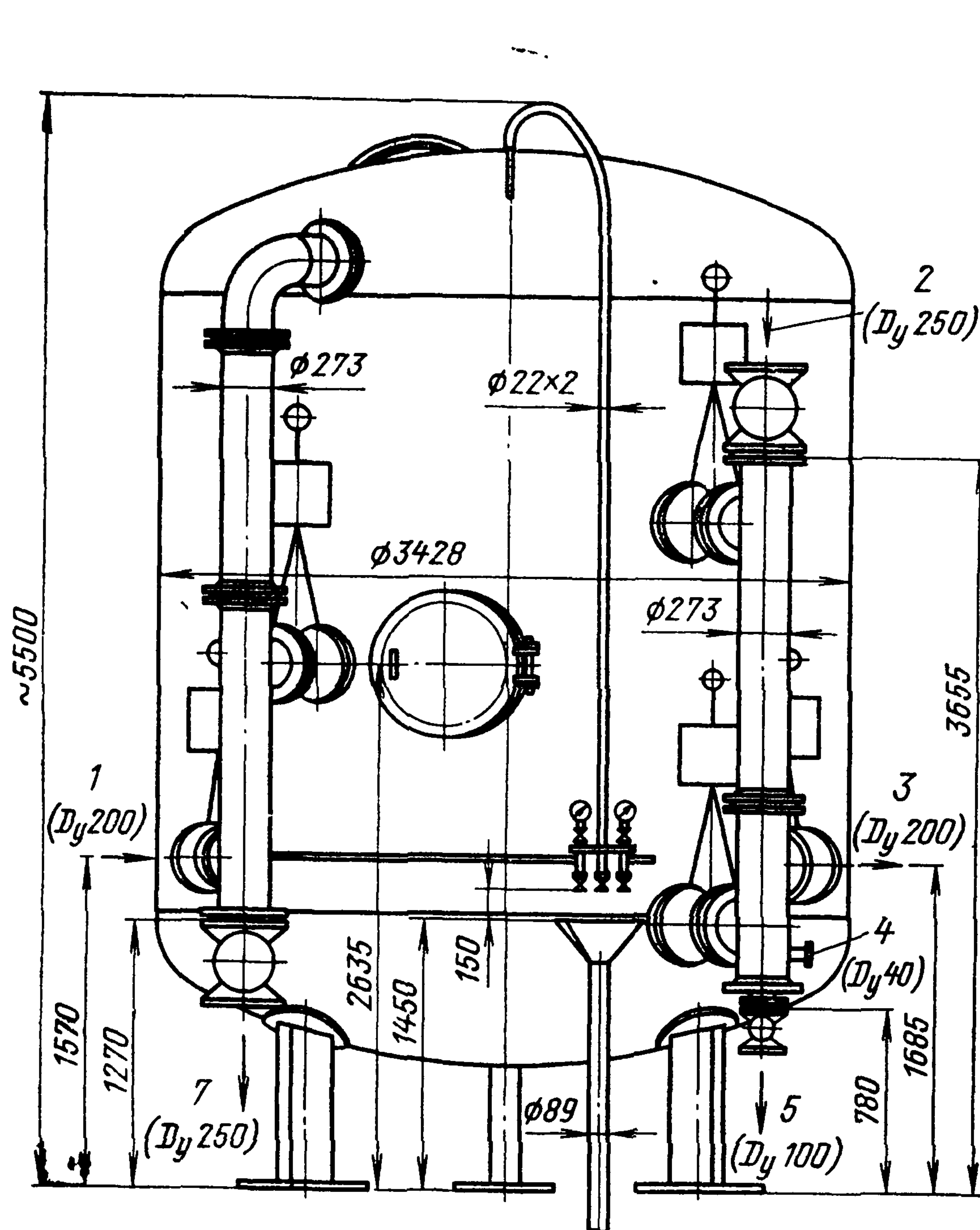


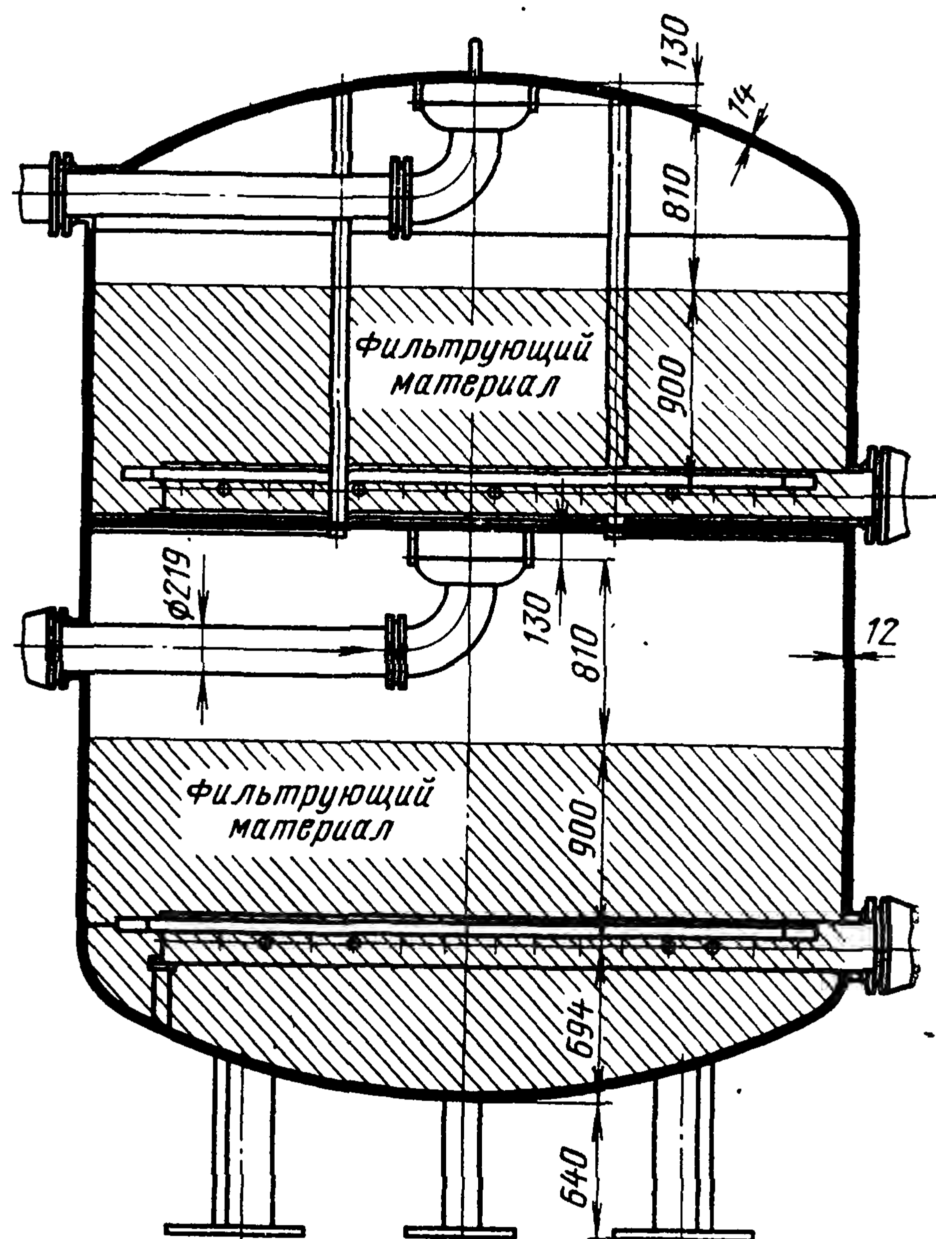
Рис. 7-2. Фильтры осветлительные (нижнее распредустройство — ложное дно из пресс-материала АГ-4С), БиКЗ.

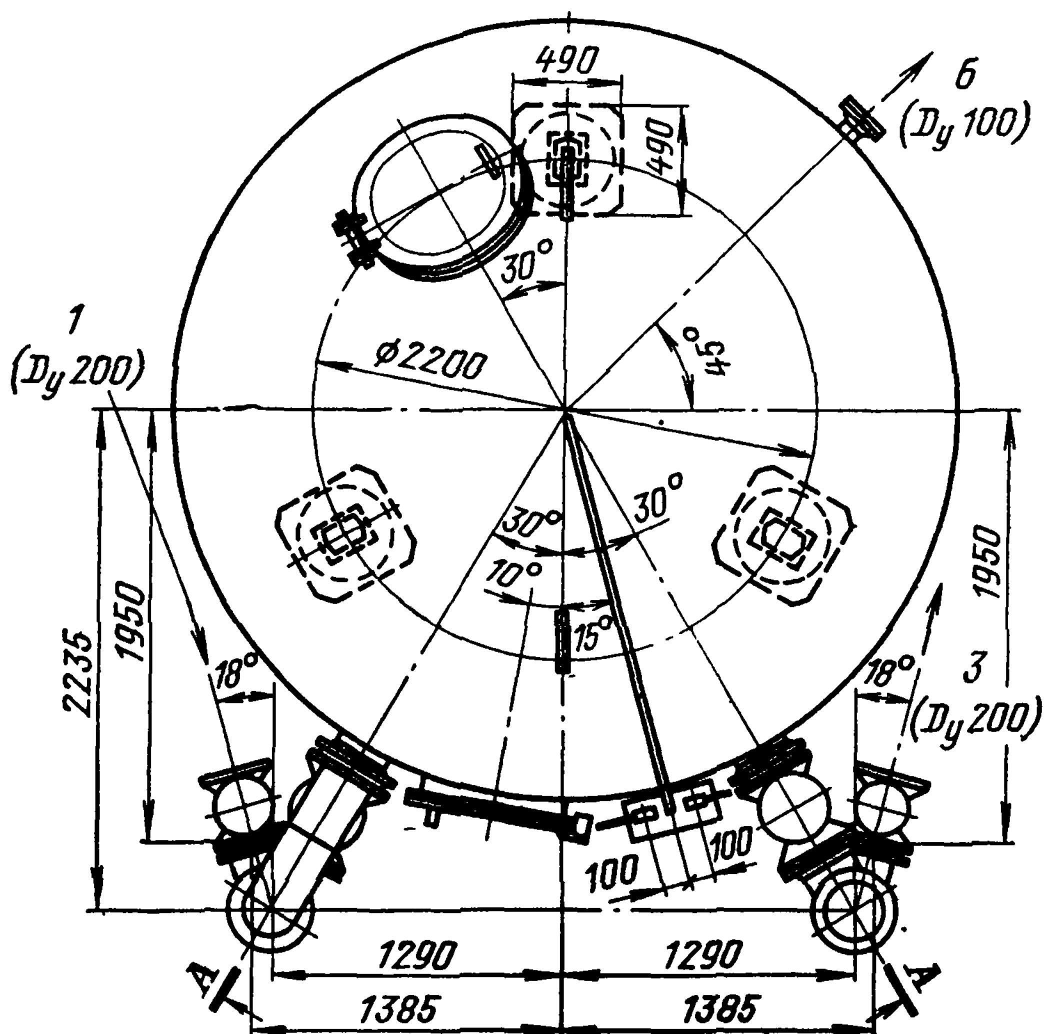
а — фильтр диаметром 1000 мм; *б* — фильтр диаметром 1400 мм; *1* — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_y = 80$ для гидровыгрузки, установлен на отметке 770 мм и 925 мм; *3* — спуск промывочной воды; *4* — подвод промывочной воды; *5* — выход обработанной воды; *6* — спуск первого фильтрата.

Рис. 7-3. Фильтры осветлительные диаметром от 2000 до 3400 мм (ТКЗ), см. табл. 7-3.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_y = 100$ для гидровыгрузки, установлен на отметке у фильтров диаметром: 2000—960 мм, 2600—1110 мм, 3000—1300 мм, 3400—1255 мм; *3* — спуск промывочной воды; *4* — подвод промывочной воды; *5* — подвод сжатого воздуха; *6* — спуск первого фильтрата; *7* — выход обработанной воды.







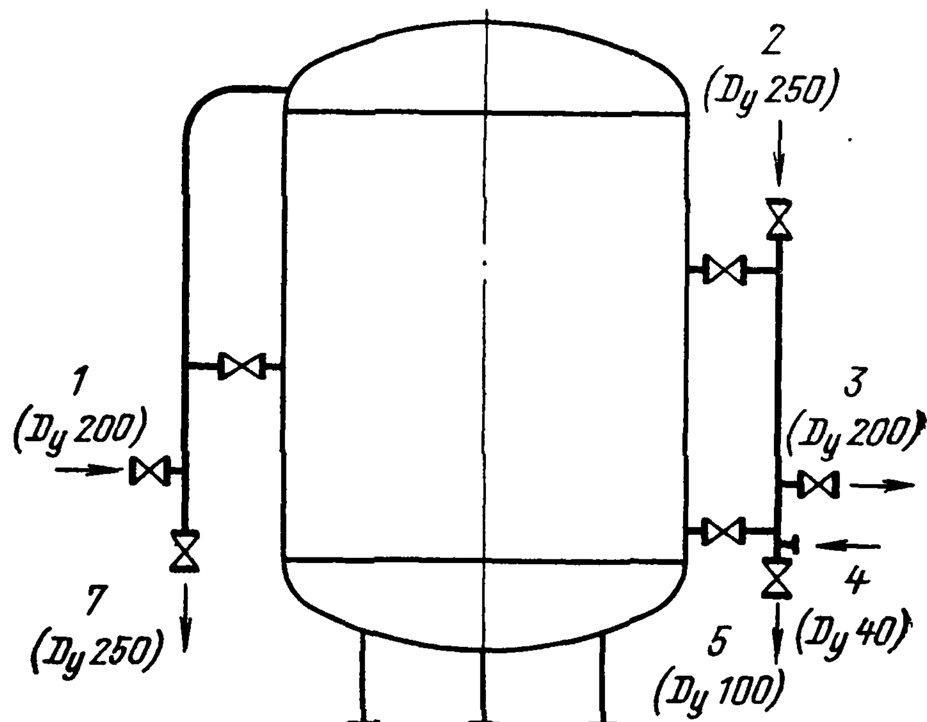


Рис. 7-4. **Фильтр осветлительной двухкамерный диаметром 3400 мм (ТКЗ).**

1 — подвод обрабатываемой воды; 2 — подвод промывочной воды; 3 — выход обработанной воды; 4 — подвод воздуха (патрубок врезается на монтаже при использовании воздуха для взрыхляющей промывки); 5 — спуск первого фильтрата; 6 — штуцера для гидровыгрузки, установлены на отметках 1335 и 3355 мм; 7 — спуск промывочной воды.

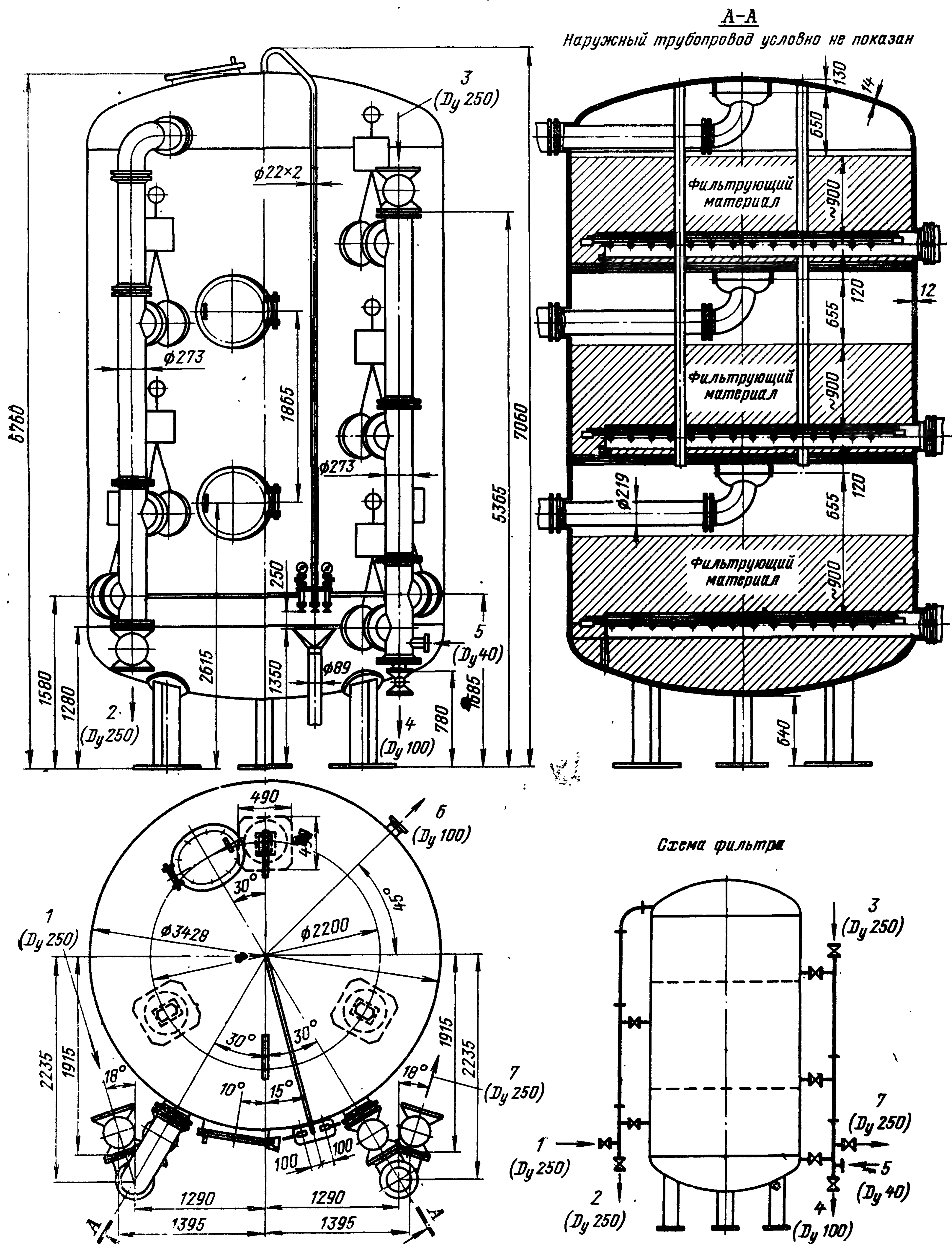


Рис. 7-5. Фильтр осветлительный трехкамерный диаметром 3400 мм (ТКЗ).

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — спуск промывочной воды; *3* — подвод промывочной воды; *4* — спуск первого фильтрата; *5* — подвод воздуха (патрубок врезается на монтаже при использовании воздуха для взрыхляющей промывки); *6* — штуцер для гидровыгрузки; *7* — выход обработанной воды.

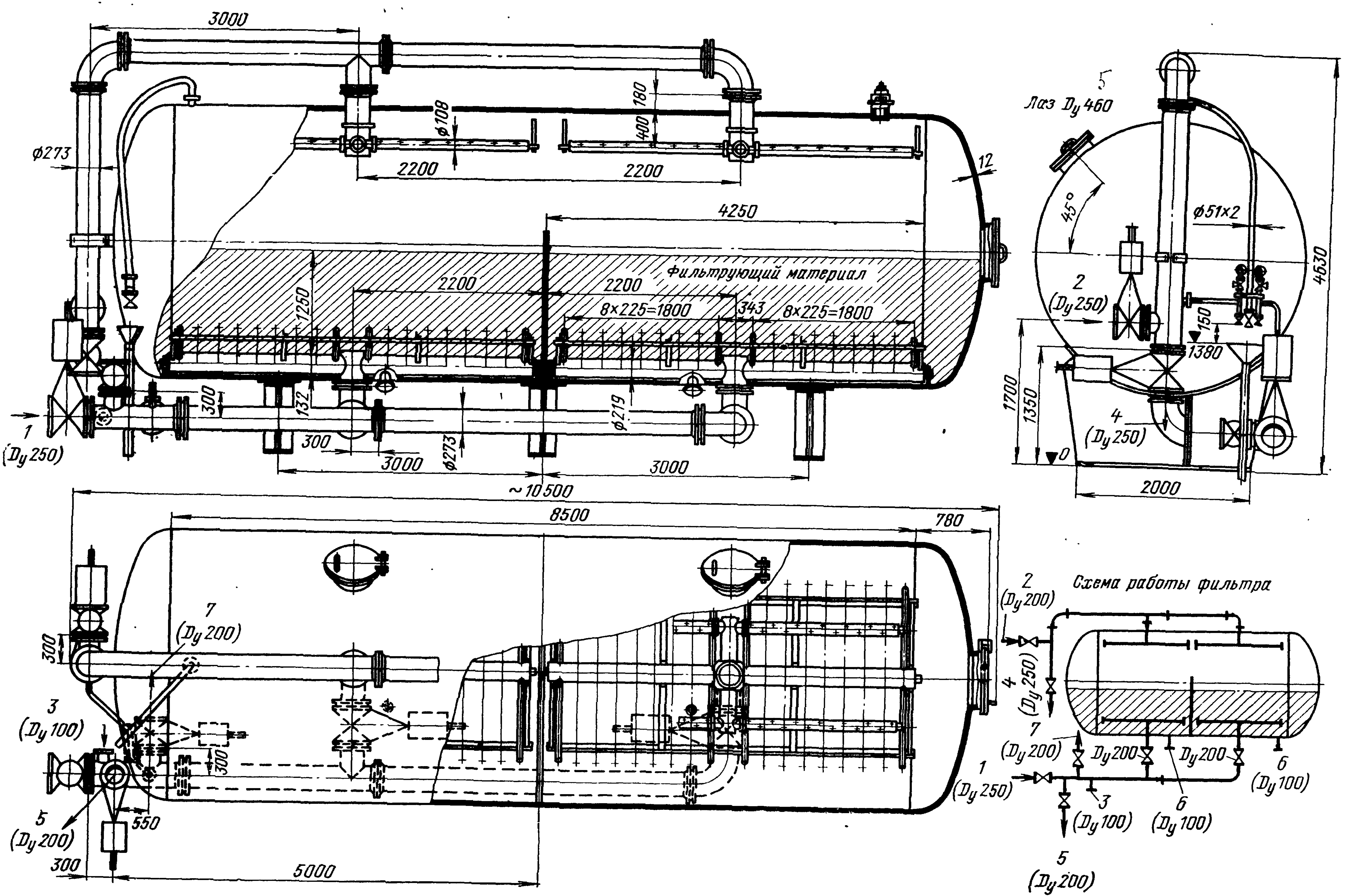


Рис. 7-6. Фильтр осветлительный горизонтильный диаметром 3000 мм $L = 10\,500$ мм (ТКЗ)[1]

1 — подвод промывочной воды; 2 — подвод обрабатываемой воды; 3 — подвод сжатого воздуха; 4 — спуск промывочной воды; 5 — выход обработанной воды; 6 — штуцер для гидровыгрузки; 7 — спуск первого фильтрата.

Рис. 7-7. Фильтр осветлительный горизонтальный диаметром 3000 мм, L = 5570 мм (ТКЗ).

1 — подвод промывочной воды; *2* — подвод обрабатываемой воды; *3* — подвод сжатого воздуха; *4* — спуск промывочной воды; *5* — выход обработанной воды; *6* — штуцер для гидровыгрузки; *7* — спуск первого фильтрата.

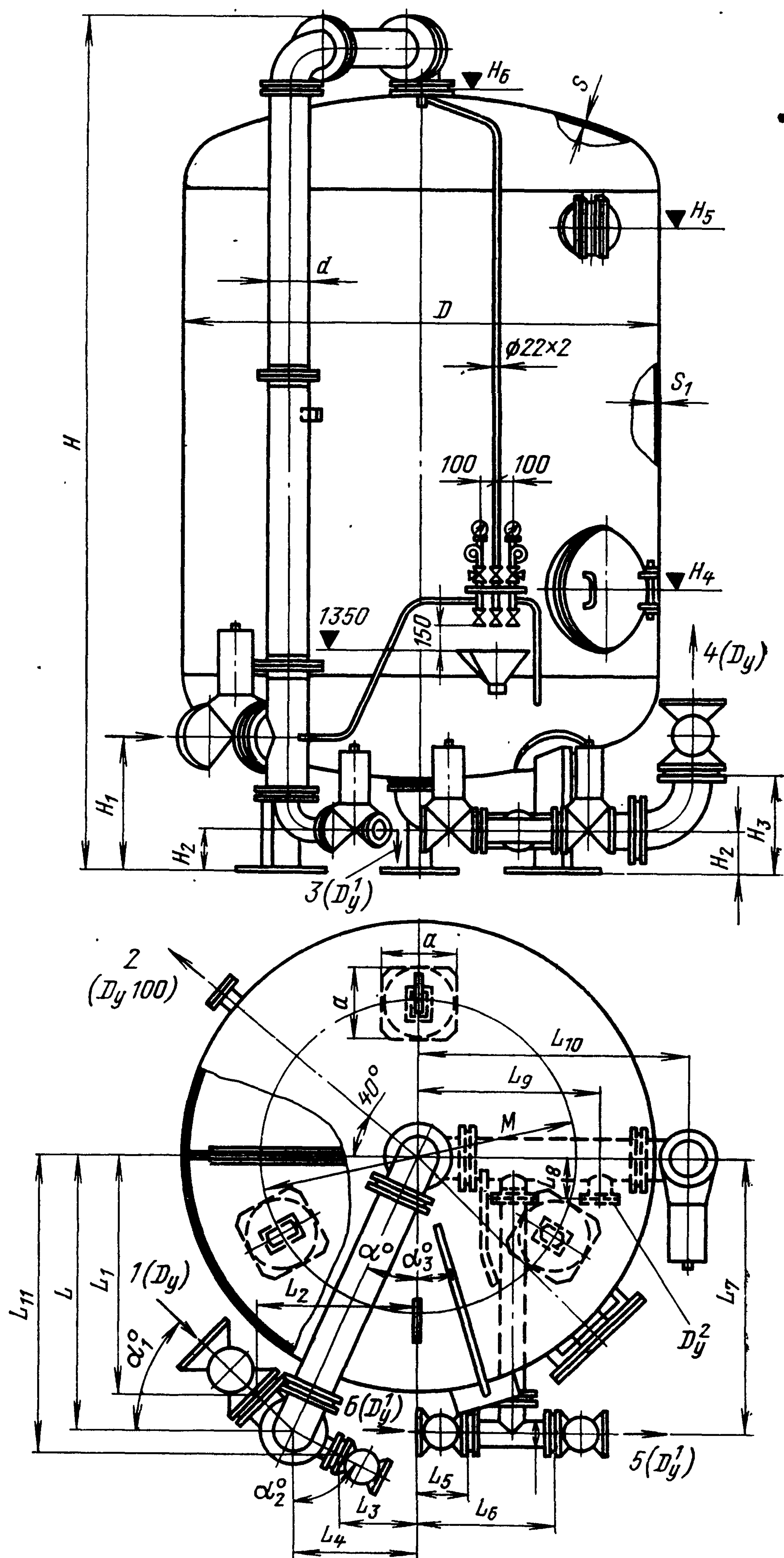


Рис. 7-8. Фильтры сорбционные угольные (для обезмасливания конденсата) диаметром от 2000 до 3400 мм (ТКЗ), см. табл. 7-4.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_у = 100$ для гидровыгрузки, установлен на отметке у фильтров диаметром: 2000—945 мм, 2600—1050 мм, 3000—1210, 3400—1255 мм; *3*—спуск промывочной воды; *4*—выход обработанной воды; *5* — спуск первого фильтрата; *6* — подвод промывочной воды.

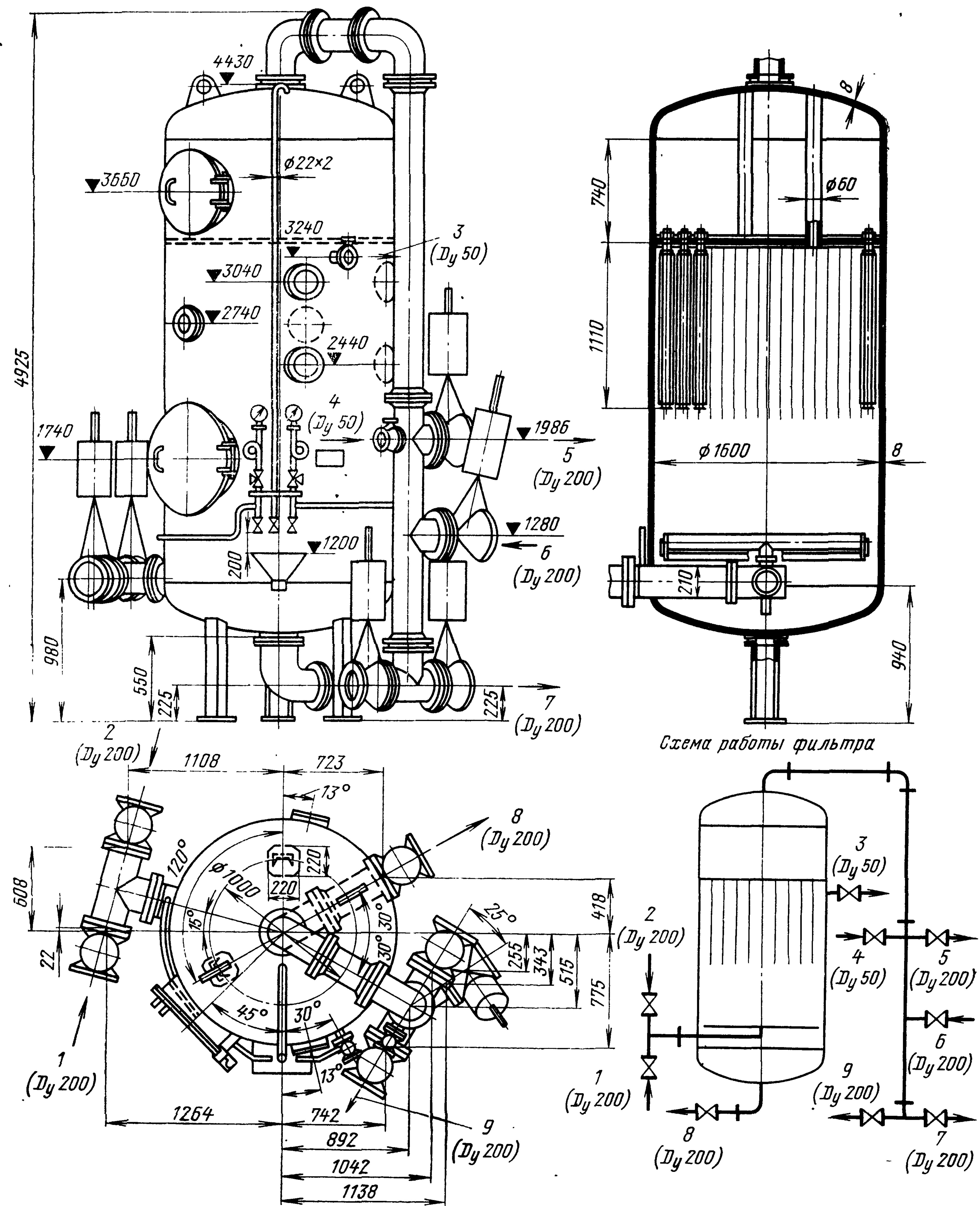


Рис. 7-9. Фильтр сорбционный целлюлозный (намывной) диаметром 1600 мм (ТКЗ).

1 — подвод обрабатываемого конденсата; *2* — подвод целлюлозной пульпы; *3* — спуск воздуха; *4* — подвод сжатого воздуха; *5* — циркуляция конденсата при намыве целлюлозы; *6* — подвод промывочной воды; *7*—выход очищенного конденсата; *8* — сброс целлюлозы в дренаж; *9* — спуск первого фильтрата.

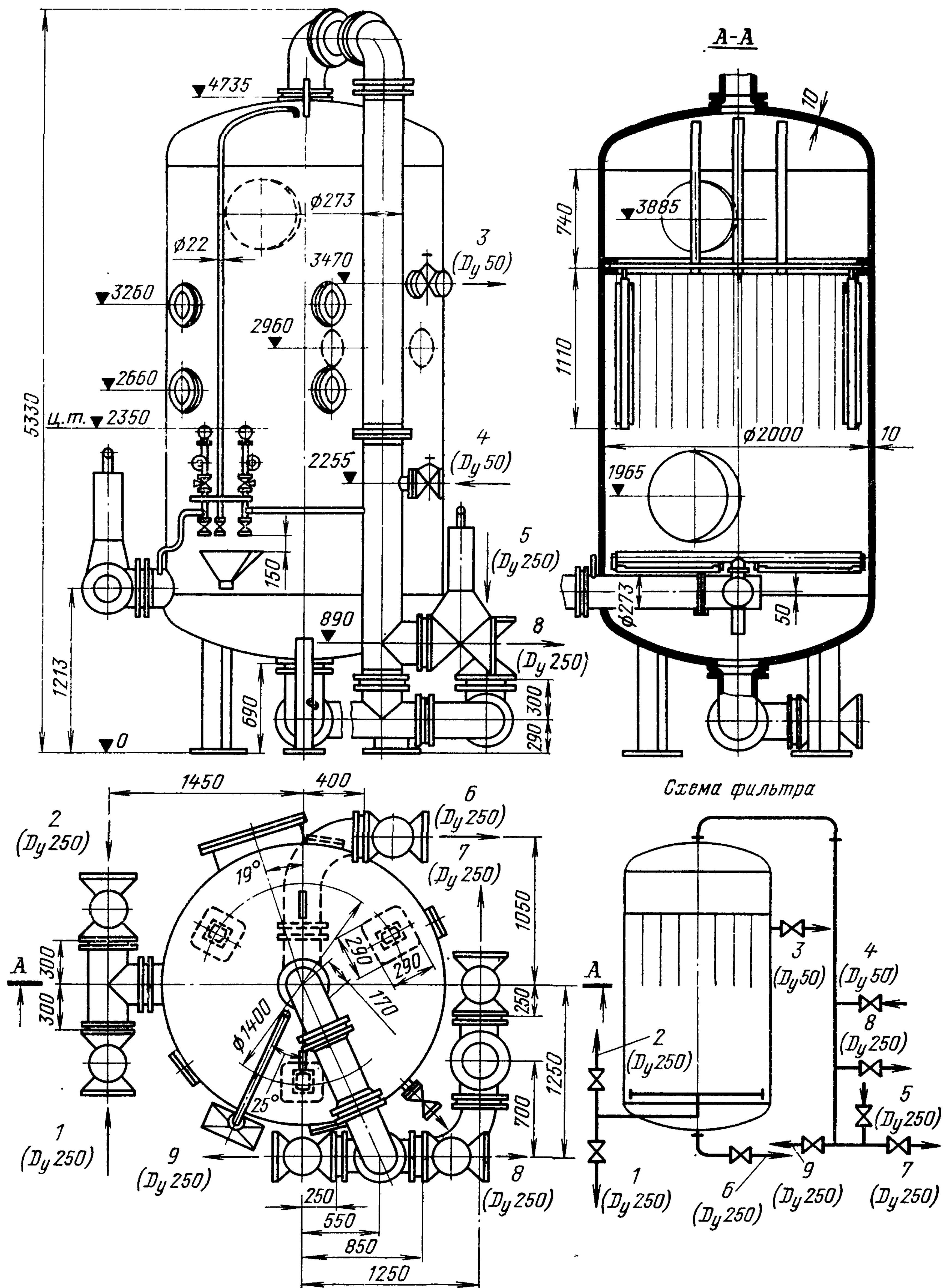


Рис. 7-10. Фильтр сорбционный целлюлозный (намывной) диаметром 2000 мм (ТКЗ).

1 — подвод обрабатываемого конденсата; *2* — подвод целлюлозной пульпы; *3* — спуск воздуха; *4* — подвод сжатого воздуха; *5* — подвод отмывочной воды; *6* — сброс целлюлозы в дренаж; *7* — спуск первого фильтрата; *8* — циркуляция конденсата при намыве целлюлозы; *9* — выход очищенного конденсата.

7-2. ИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ (ПАРАЛЛЕЛЬНОТОЧНЫЕ)

Рабочее давление 6 кгс/см². Рабочая температура 60°С, ограничивается термостойкостью загруженного в фильтр ионитного материала или защитного покрытия.

Основные параметры ионитных фильтров даны в табл. 7-5 (см. с. 132).

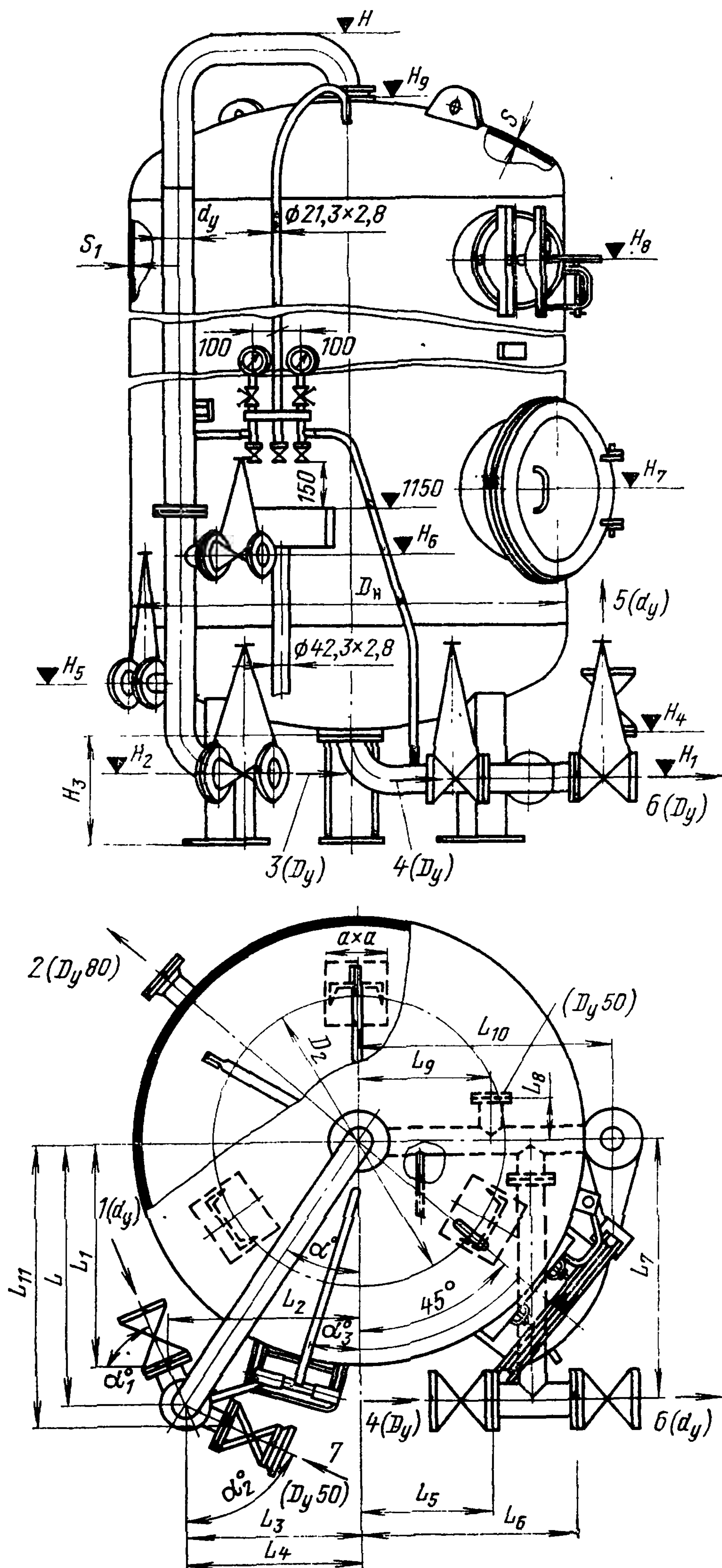


Рис. 7-11. Фильтры натрий-катионитные первой ступени диаметром 1000 и 1500 мм (БиКЗ), см. табл. 7-6.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_y = 80$ для гидровыгрузки, установлен на отметке для фильтров диаметром: 1000—580 мм, 1500—745 мм; *3* — спуск промывочной воды; *4* — подвод промывочной воды; *5*—выход обработанной воды; *6*—спуск отмывочной воды; *7* — подвод регенерационного раствора.

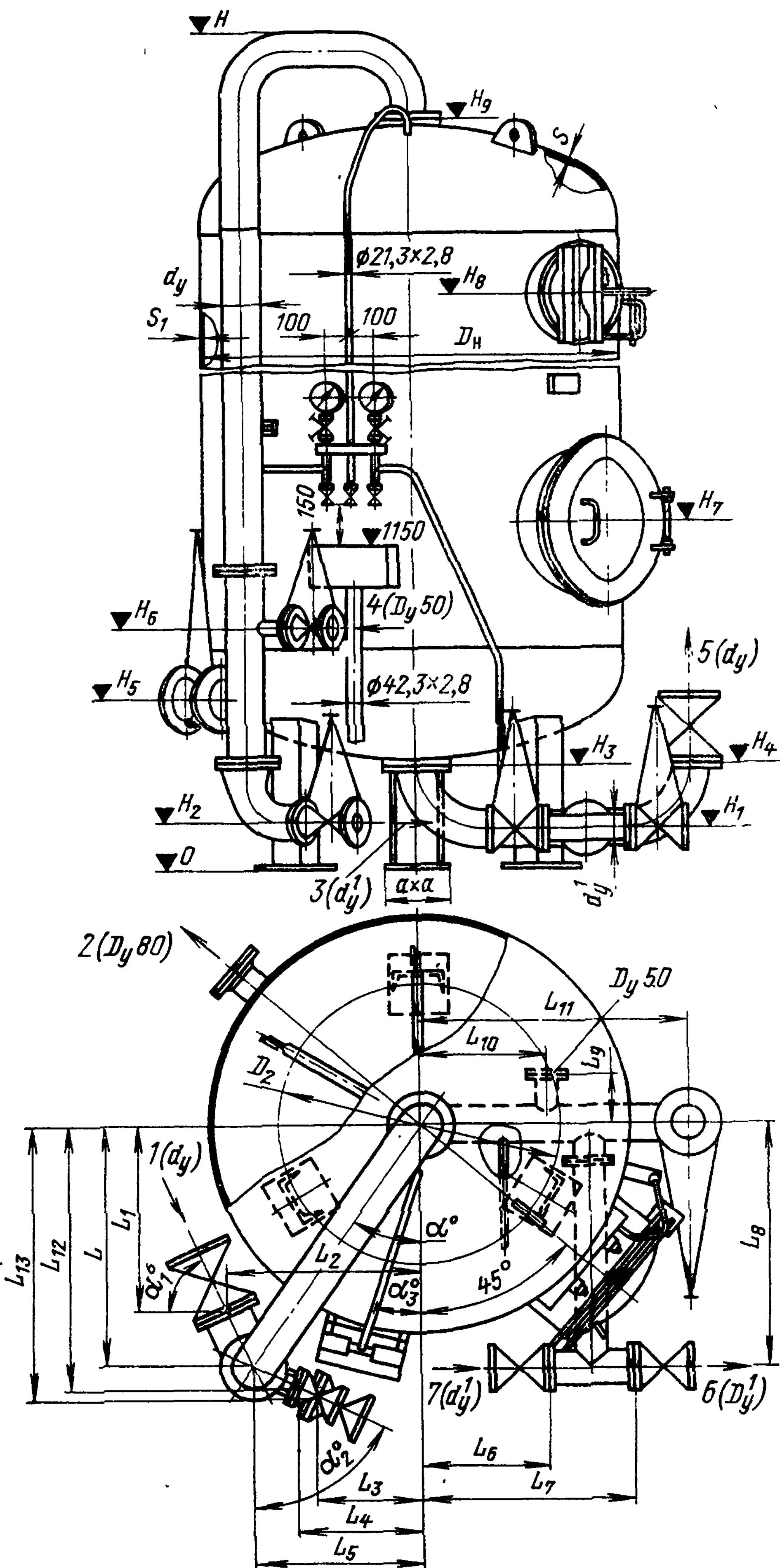


Рис. 7-12. Фильтры натрий-катионитные второй ступени диаметром 1000 и 1500 мм (БиКЗ), см. табл. 7-7.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_y = 80$ для гидровыгрузки, установлен на отметке для фильтров диаметром: 1000—580 мм, 1500—745 мм; *3* — спуск промывочной воды; *4* — подвод регенерационного раствора; *5* — выход обработанной воды; *6* — спуск отмывочной воды; *7* — подвод промывочной воды.

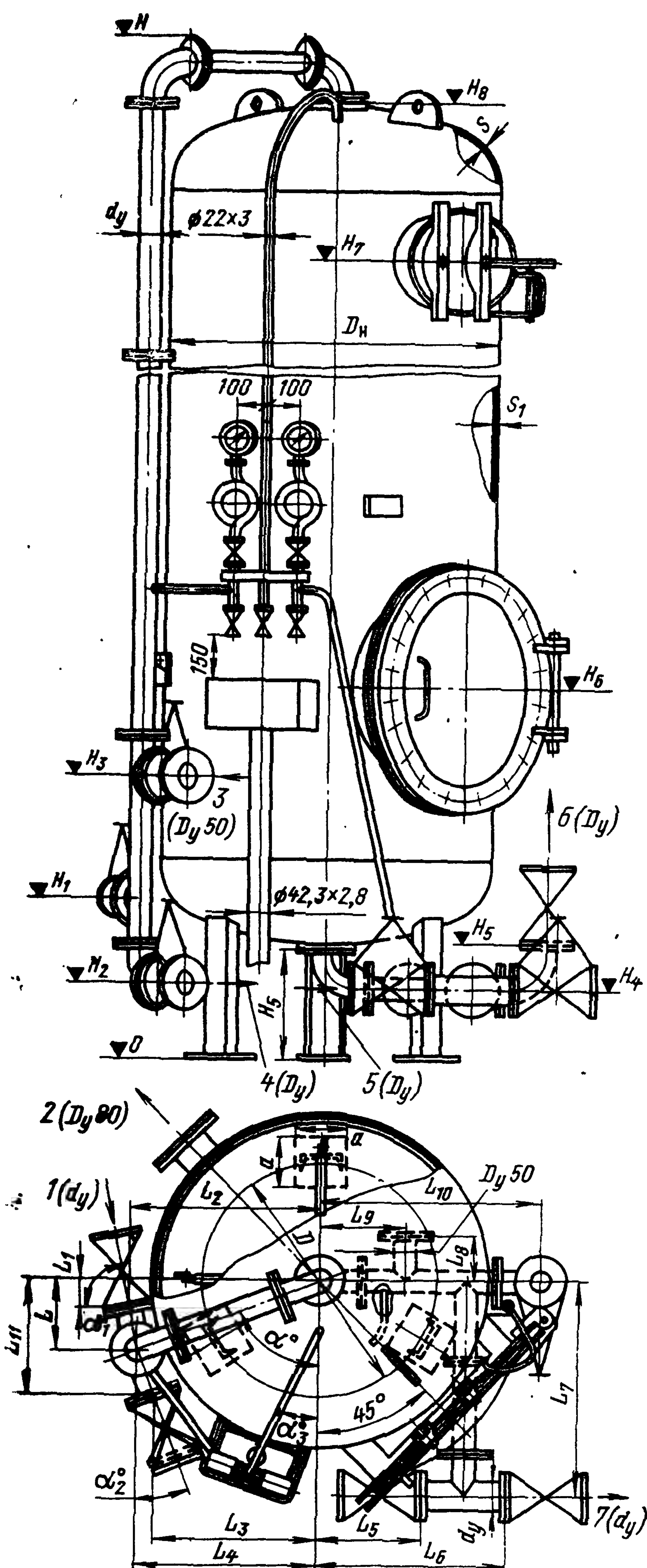


Рис. 7-13. Фильтры водород-катионитные первой ступени диаметром 1000 и 1500 мм (БиКЗ), см. табл. 7-8.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_у$= = 80 для гидровыгрузки, установлен на отметке для фильтров диаметром: 1000—580 мм, 1500—745 мм; *3* — подвод регенерационного раствора; *4* — спуск промывочной воды; *5* — подвод промывочной воды; *6* — выход обработанной воды; *7* — спуск отмывочной воды.

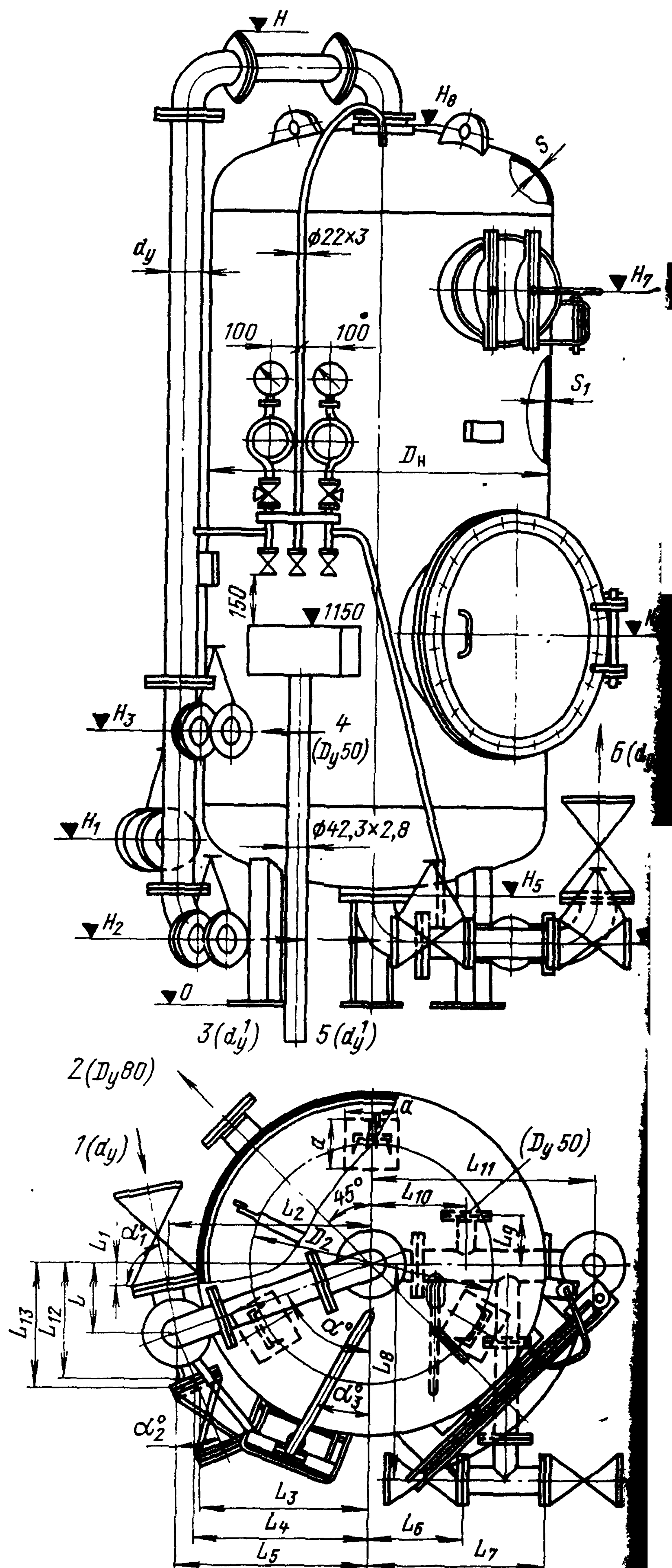
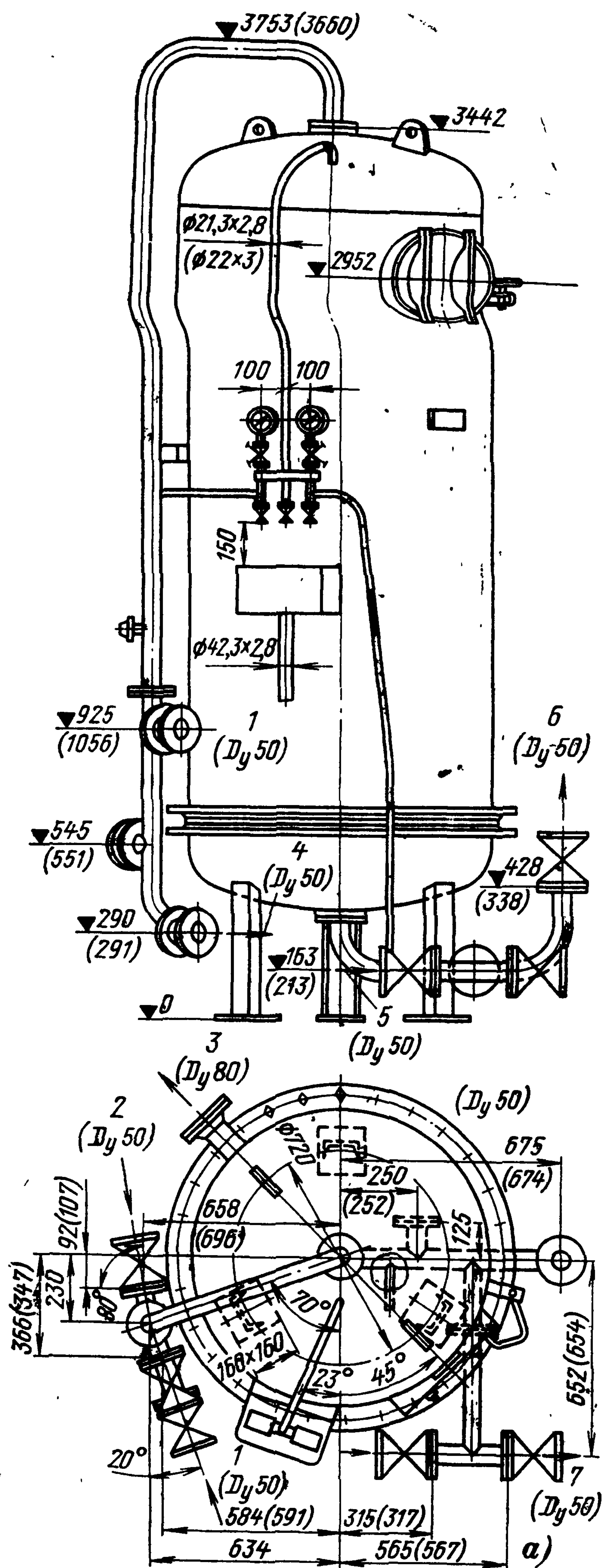


Рис. 7-14. Фильтры водород-катионитн[ые] второй ступени диаметром 1000 и 1500 [мм] (БиКЗ), см. табл. 7-9.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_у$ = 80 для гидровыгрузки, установлен на отмет[ке] для фильтров диаметром: 1000—580 мм, 1500—745 м[м]; *3* — спуск промывочной воды; *4* — подвод реге[не]рационного раствора; *5* — подвод промывочной [во]ды; *6* — выход обработанной воды; *7* — спуск [от]мывочной воды.



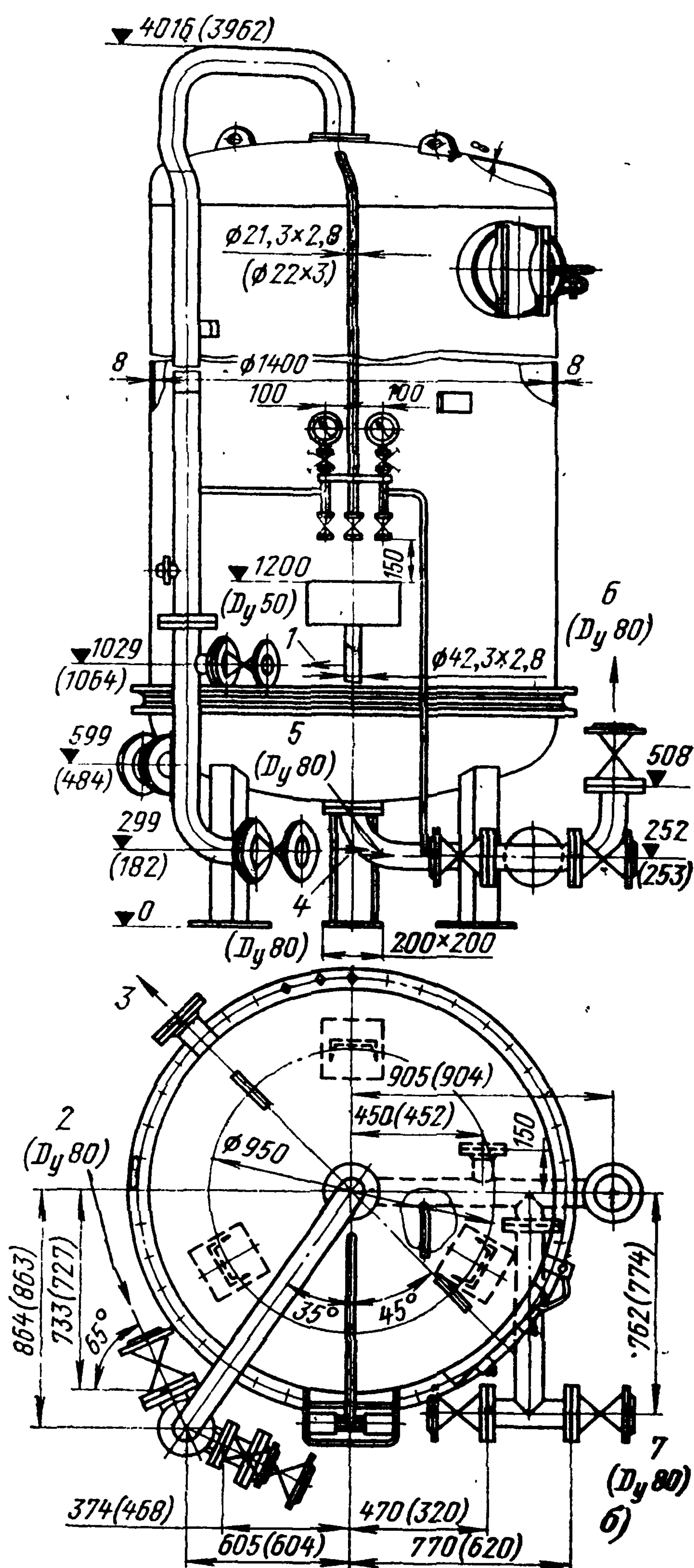
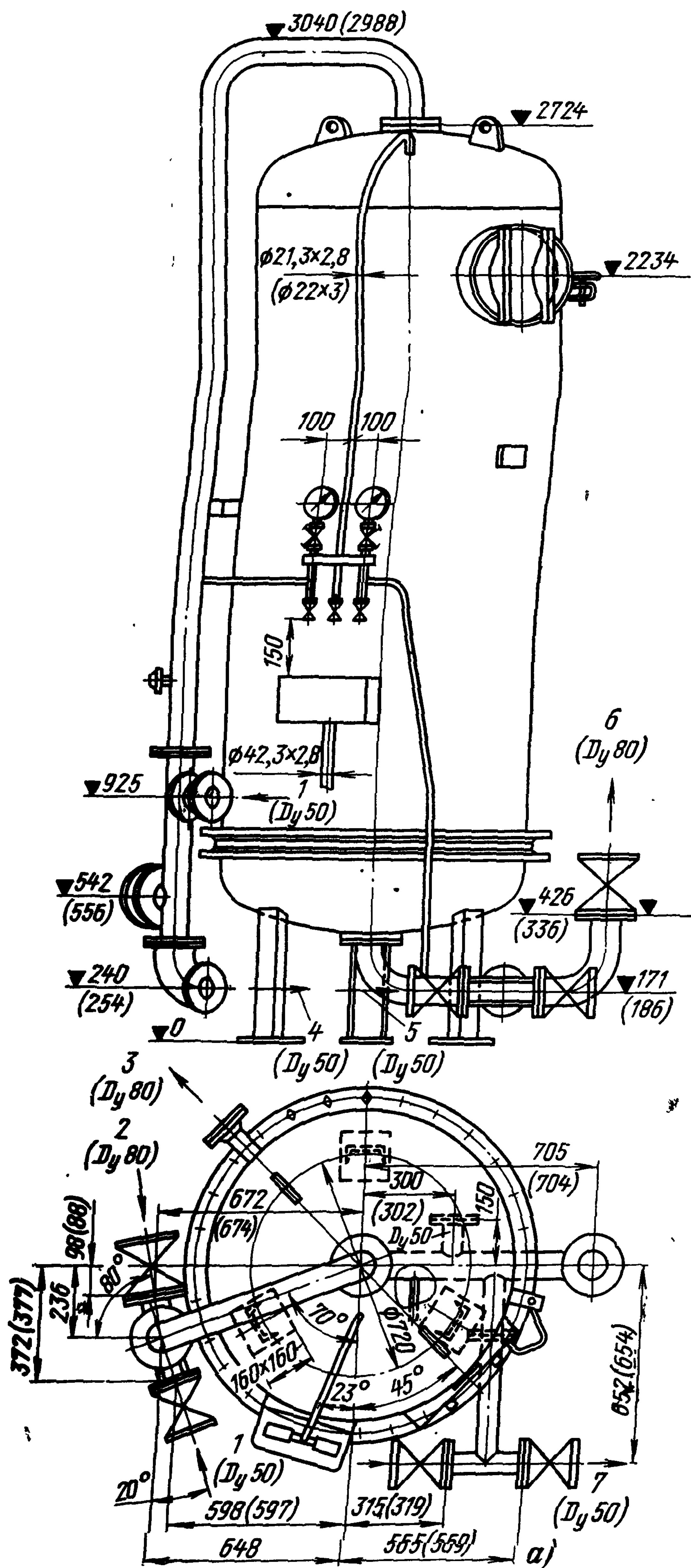


Рис. 7-15. Фильтры натрий- и водород-катионитные первой ступени (нижнее распредустройство — ложное дно выполнено из пресс-материала АГ-4с), БиКЗ.

а — фильтр диаметром 1000 мм; *б* — фильтр диаметром 1400 мм; *1* — подвод регенерационного раствора; *2* — подвод обрабатываемой воды; *3* — штуцер для гидровыгрузки, установлен на отметке 770 мм; *4* — спуск промывочной воды; *5* — подвод промывочной воды; *6* — выход обработанной воды; *7* — спуск отмывочной воды.

Примечание. Размеры в скобках — для водород-катионитного фильтра.



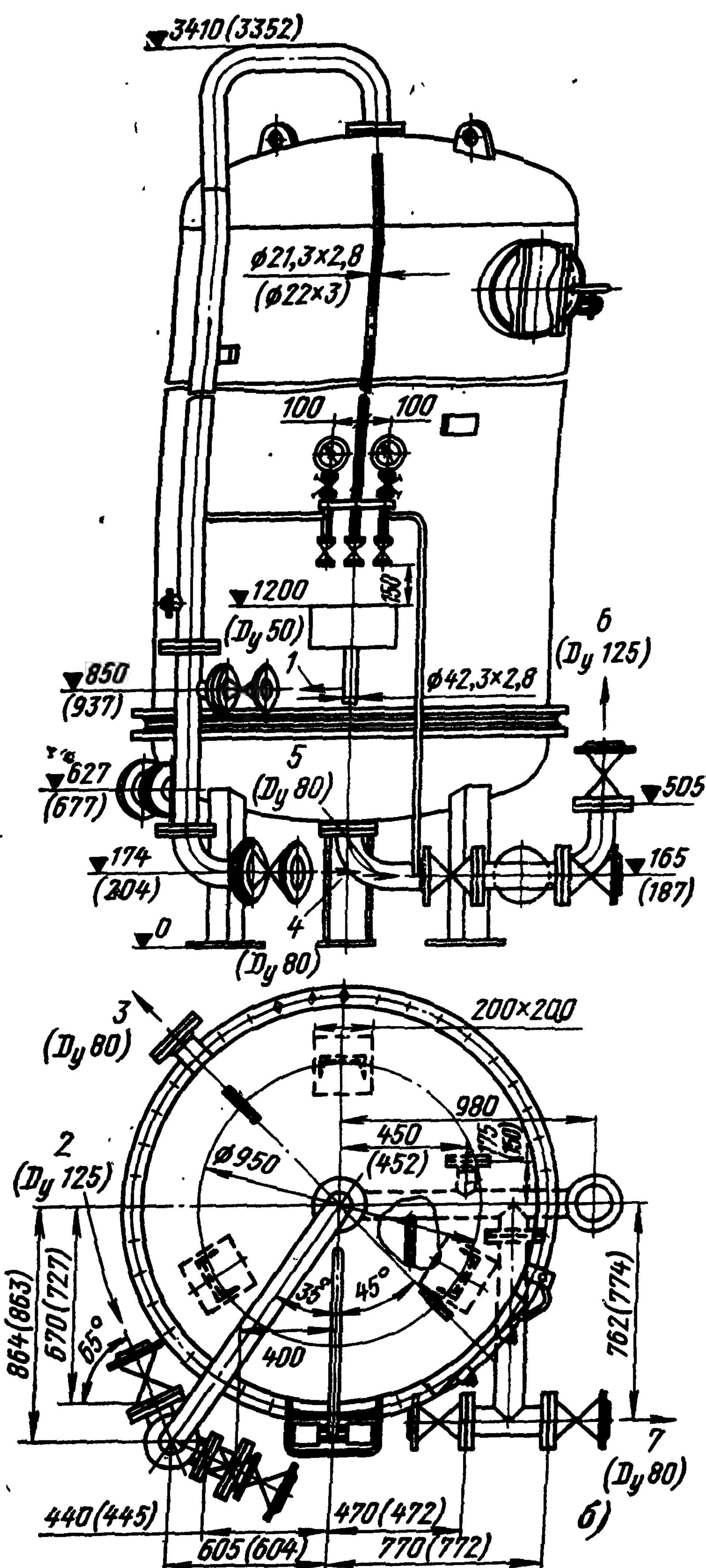


Рис. 7-16. Фильтры натрий- и водород-катионитные второй ступени (нижнее распредустройство — ложное дно выполнено из пресс-материала АГ-4с), БиКЗ.

а — фильтр диаметром 1000 мм; *б* — фильтр диаметром 1400 мм; *1* — подвод регенерационного раствора; *2* — подвод обрабатываемой воды; *3* — штуцер для гидровыгрузки, установлен на отметке 770 и 925 мм; *4* — спуск промывочной воды; *5* — подвод промывочной воды; *6* — выход обработанной воды; *7* — спуск отмывочной воды.

Примечание. Размеры в скобках — для водород-катионитного фильтра.

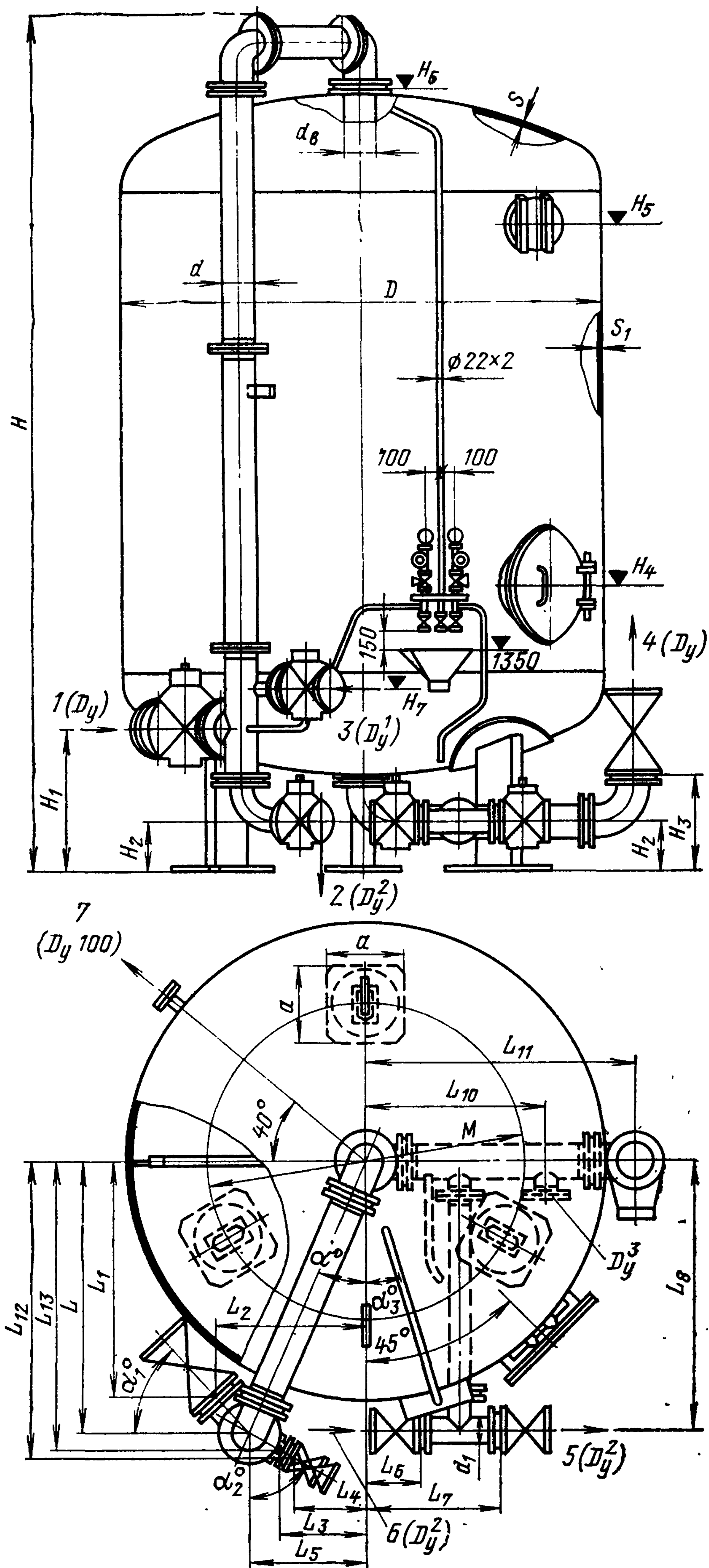


Рис. 7-17. Фильтры ионообменные параллельноточные первой ступени (водородные и натриевые) диаметром от 2000 до 3400 мм (ТКЗ), см. табл. 7-10.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — спуск промывочной воды; *3* — подвод регенерационного раствора; *4* — выход обработанной воды; *5* — спуск отмывочной воды; *6* — подвод промывочной воды; *7* — штуцер для гидровыгрузки, установлен на отметке для фильтров диаметром: 2000—915 мм, 2600—1050 мм, 3000—1210 мм, 3400—1255 мм.

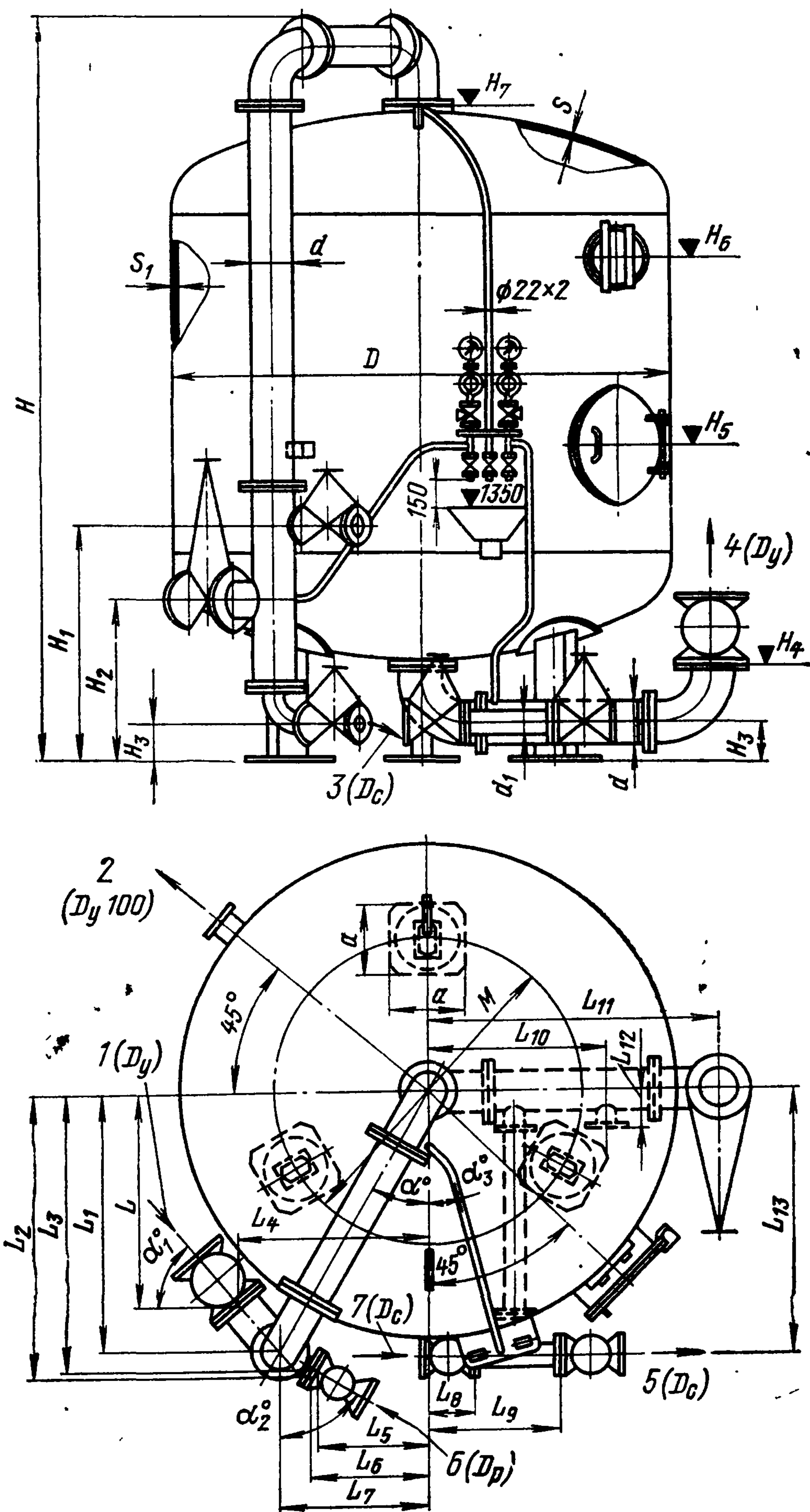
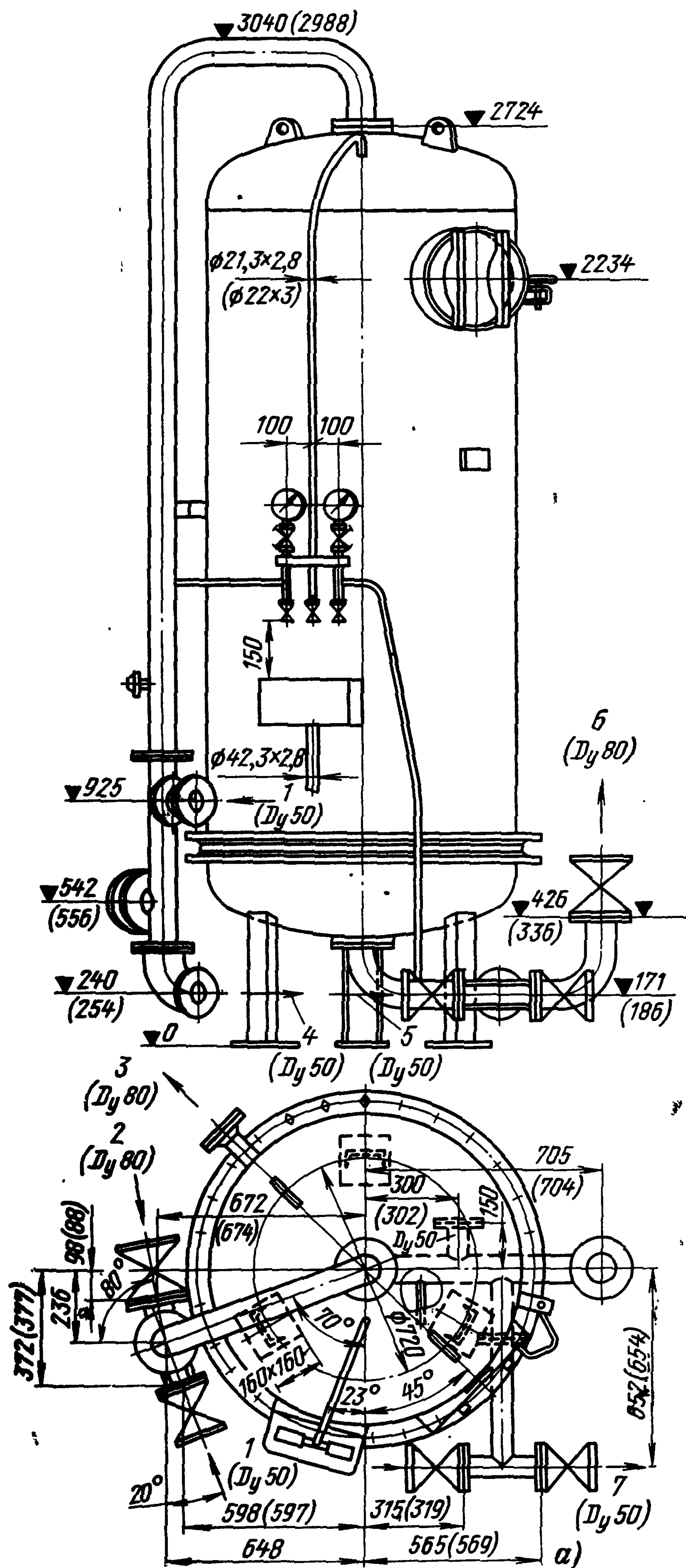


Рис. 7-18. Фильтры ионообменные параллельноточные второй ступени (водородные и натриевые) диаметром от 2000 до 3000 мм (ТКЗ), см. табл. 7-11.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер для гидровыгрузки, установлен на отметке для фильтров диаметром: 2000—960 мм; 2600—1110 мм; 3000—1300 мм; *3* — спуск промывочной воды; *4* — выход обработанной воды; *5* — спуск отмывочной воды; *6* — подвод регенерационного раствора; *7* — подвод промывочной воды.



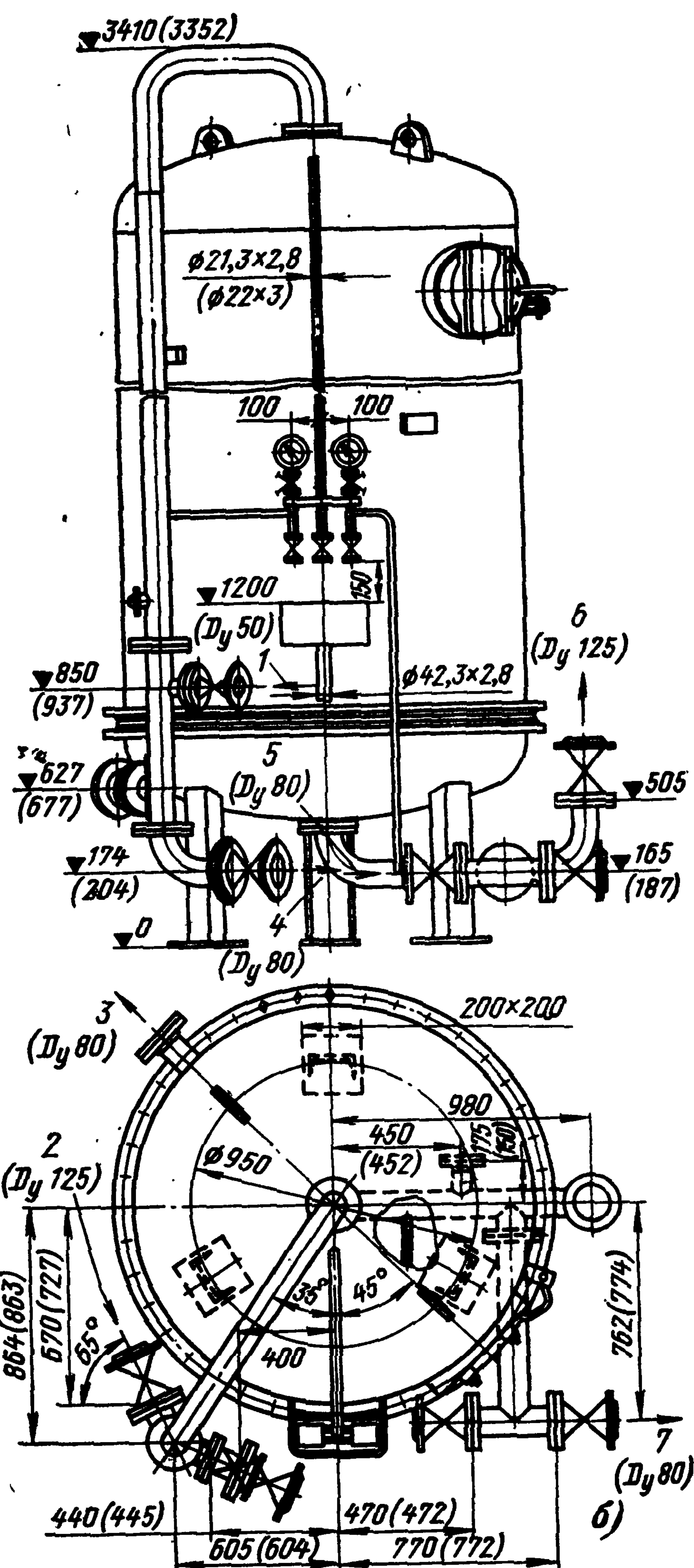


Рис. 7-16. Фильтры натрий- и водород-катионитные второй ступени (нижнее распредустройство — ложное дно выполнено из пресс-материала АГ-4с), БиКЗ.

а — фильтр диаметром 1000 мм; *б* — фильтр диаметром 1400 мм; *1* — подвод регенерационного раствора; *2* — подвод обрабатываемой воды; *3* — штуцер для гидровыгрузки, установлен на отметке 770 и 925 мм; *4* — спуск промывочной воды; *5* — подвод промывочной воды; *6* — выход обработанной воды; *7* — спуск отмывочной воды.

Примечание. Размеры в скобках — для водород-катионитного фильтра.

Таблица 7-5

Основные параметры ионитных фильтров (диаметром 100—3400 мм)

Завод-изготовитель	Название фильтра	Шифр	№ рисунка	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса фильтра без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
БиКЗ	Натрий-катионитный первой ступени	—	7-11	1000	3688	1012	5,0	360	00.8133.025
БиКЗ	То же	—	7-11	1500	3980	1669	10,0	520	00.8133.025-01
БиКЗ	Натрий-катионитный второй ступени	—	7-12	1000	2978	926	3,5	390	00.8133.024
БиКЗ	То же	—	7-12	1500	3373	1614	7,5	620	00.8133.024-01
БиКЗ	Водород-катионитный первой ступени	—	7-13	1000	3598	1039	5,0	420	00.8131.001
БиКЗ	То же	—	7-13	1500	3928	1692	10,0	580	00.8131.001-01
БиКЗ	Водород-катионитный второй ступени	—	7-14	1000	2923	957	3,5	440	00.8131.002
БиКЗ	То же	—	7-14	1500	3314	1678	7,5	660	00.8131.002-01
БиКЗ	Ионообменный натрий-катионитный первой ступени	ФИПа I-1,0-6	7-15, *а*	1000	3753	1068	5,9	—	00.8133.026*
БиКЗ	То же	ФИПа I-1,4-6	7-15, *б*	1400	4016	1771	6,8	—	00.8133.030*
БиКЗ	То же второй ступени	ФИПа II-1,0-6	7-16, *а*	1000	3040	984	4,7	—	00.8133.027*
БиКЗ	То же	ФИПа II-1,0-6	7-16, *б*	1400	3410	1666	5,6	—	00.8133.031*
БиКЗ	Ионообменный водород-катионитный первой ступени	ФИПа I-1,0-6	7-15, *а*	1000	3660	1069	5,8	—	00.8131.007*
БиКЗ	То же	ФИПа I-1,4-6	7-15, *б*	1400	3962	1760	6,8	—	00.8131.009*
БиКЗ	То же второй ступени	ФИПа II-1,0-6	7-16, *а*	1000	2988	966	4,6	—	00.8131.008*
БиКЗ	То же	ФИПа II-1,4-6	7-16, *б*	1400	3352	1720	5,7	—	00.8131.010*
ТКЗ	Ионообменный параллельноточный первой ступени (водородный и натриевый)	ФИПа I-2,0-6	7-17	2000	4930	2630	15,0	1050	08.8131.005-01
ТКЗ	То же	ФИПа I-2,6-6	7-17	2600	5200	4258	27,0	1500	08.8131.005-02
ТКЗ	» »	ФИПа I-3,0-6	7-17	3000	5470	5187	36,0	1750	08.8131.005-03
ТКЗ	» »	ФИПа I-3,4-6	7-17	3400	5740	7398	47,0	2400	08.8131.005-04
ТКЗ	Ионообменный параллельноточный второй ступени (водородный и натриевый)	ФИПа II 2,0-6	7-18	2000	3630	2089	13,0	1080	08.8133.003-01
ТКЗ	То же	ФИПа II-2,6-6	7-18	2600	4015	3697	20,0	1550	08.8133.003-02
ТКЗ	» »	ФИПа II-3-6	7-18	3000	4385	4740	30,0	2000	08.8133.003-03

Примечание. Оборудование, отмеченное звездочкой, — новой конструкции, выпускается со знаком качества.

Таблица 7-6

Габаритные и присоединительные размеры (мм) натрий-катионитных фильтров первой ступени БиКЗ, к рис. 7-11 (00.8133.025)

Диаметр фильтра	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	H_9	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5
1000	3688	163	226	340	428	481	861	1130	2890	3380	207	89	590	478	569	315
1500	3980	249	263	416	504	563	993	1310	3070	3664	864	733	656	374	605	470

Диаметр фильтра	L_6	L_7	L_8	L_9	L_{10}	L_{11}	$D_н$	D_2	$d_у$	a	α°	α_1°	α_2°	α_3°	S	S_1
1000	565	650	125	250	675	456	1016	720	50	160	70	80	20	23	8	8
1500	770	870	150	450	905	972	1520	1000	80	220	35	65	65	15	10	8

Таблица 7-7

Присоединительные размеры (мм) натрий-катионитных фильтров второй ступени БиКЗ, к рис. 7-12 (00.8133.024)

Диаметр фильтра	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	H_9	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5
1000	2978	171	179	338	426	481	811	1130	2170	2662	214	76	—	536	537	587
1500	3373	160	152	412	500	604	864	1310	2350	2948	864	670	656	401	441	605

Диаметр фильтра	L_6	L_7	L_8	L_9	L_{10}	L_{11}	L_{12}	L_{13}	$D_н$	D_2	$d_у$	$d_у^1$	α°	α_1°	α_2°	α_3°	a	S	S_1
1000	315	565	652	150	300	705	350	355	1016	720	80	50	70	80	20	23	160	8	8
1500	470	770	892	175	450	980	936	959	1520	1000	125	80	35	65	65	15	220	10	8

Таблица 7-8

Присоединительные размеры (мм) водород-катионитных фильтров первой ступени БиКЗ, к рис. 7-13 (00.8131.001)

Диаметр фильтра	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5
1000	3598	482	230	862	213	340	1130	2890	3380	206	83	588	524	567	317
1500	3928	574	272	1004	264	416	1310	3070	3664	863	727	666	468	604	472

Диаметр фильтра	L_6	L_7	L_8	L_9	L_{10}	L_{11}	$D_н$	D_2	$d_у$	α°	α_1°	α_2°	α_3°	a	S	S_1
1000	567	654	125	252	674	323	1016	720	50	70	80	20	23	160	8	8
1500	772	874	150	452	904	923	1520	1000	80	35	65	65	15	220	10	8

Таблица 7-9

Присоединительные размеры (мм) водород-катионитных фильтров второй ступени БиКЗ, к рис. 7-14 (00.8131.002)

Диаметр фильтра D	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	L_6
1000	2933	491	187	821	186	338	1130	2170	2662	213	65	612	535	535	586	317
1500	3314	612	160	872	185	412	1310	2350	2948	863	659	699	400	445	604	472

Диаметр фильтра D	L_7	L_8	L_9	L_{10}	L_{11}	L_{12}	L_{13}	$D_н$	D_2	$d_у$	$d_у^1$	$\alpha°$	$\overset{\circ}{\alpha}_1$	$\overset{\circ}{\alpha}_2$	$\overset{\bullet}{\alpha}_3$	a	S	S_1
1000	567	654	150	302	704	354	354	1016	720	80	50	70	80	20	23	160	8	8
1500	772	894	175	452	979	937	958	1520	1000	125	80	35	65	65	15	220	10	8

Таблица 7-10

Присоединительные размеры (мм) ионообменных параллельноточных фильтров первой ступени (водородных и натриевых с $H_{сл}$ = 2500 мм) ТКЗ, к рис. 7-17 (08.8131.005)

Диаметр фильтра D	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	L	L_1	L_2	L_3
2000	4930	730	245	490	1510	3910	4535	990	885	680	975	755
2600	5205	775	275	520	1670	4000	4805	1100	1400	1210	970	665
3000	5470	875	380	625	1850	4180	5070	1085	1740	1555	870	555
3400	5740	890	295	615	1940	4275	5230	1550	1900	1640	1245	930

Диаметр фильтра D	L_4	L_5	L_6	L_7	L_8	L_9	L_{10}	L_{11}	L_{12}	L_{13}	d	$d_в$
2000	745	885	270	570	1170	200	750	1170	1010	1000	159	160
2600	645	810	270	670	1430	225	1000	1480	1495	1485	159	160
3000	510	700	405	855	1700	225	1175	1680	1835	1815	159	160
3400	880	1095	465	915	1895	225	1375	1900	1900	1900	219	225

Диаметр фильтра D	d_1	$D_у$	$D_у^1$	$D_у^2$	$D_у^3$	$\alpha°$	$\overset{\bullet}{\alpha}_1$	$\overset{\circ}{\alpha}_2$	$\overset{\bullet}{\alpha}_3$	M	a	S	S_1
2000	89	150	80	80	80	45	67	48	17	1400	290	10	8
2600	108	150	80	100	100	30	50	60	15	1600	370	12	10
3000	108	150	100	100	100	22	47	63	18	2000	420	12	10
3400	108	200	100	100	100	30	60	90	16	2200	490	14	12

Таблица 7-11

Присоединительные размеры (мм) ионообменных параллельноточных фильтров второй ступени (водородных и натриевых с $H_{сл}$ = 1500 мм) ТКЗ, к рис. 7-18 (08.8133.003)

Диаметр фильтра D	H	H	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	L	L_1	L_2	L_3	L_4
2000	3630	1175	680	245	490	1510	2610	3235	660	885	1010	1000	990
2600	4015	1060	780	195	520	1660	2700	3505	1170	1400	1512	1480	1000
3000	4385	1095	805	225	625	1850	2880	3775	1515	1705	1805	1775	920

Рис. 7-19. Фильтры ионообменные противоточные водород-катионитные с „зажатым слоем" диаметром от 2000 до 3400 мм (ТКЗ), см. табл. 7-13.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — подвод регенерационного раствора; *3* — выход обработанной воды; *4* — подвод промывочной воды; *5, 6* — спуск в дренаж; *7* — штуцер для гидровыгрузки, установлен на отметке для фильтров диаметром: 2000—826 мм, 2600—1008 мм, 3000—1088, 3400—1140 мм (схема работы фильтра описана в § 5-6, г).

Диаметр фильтра D	H_{11}	H_{12}	H_{13}	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	L_6	L_7	L_8
2000	375	370	210	360	1210	365	1082	608	845	845	617
2600	465	420	220	450	1562	495	1308	792	1050	1050	847
3000	490	470	245	475	1762	495	1532	917	1225	1225	977
3400	490	470	245	475	1964	495	1678	1062	1370	1370	1279

Диаметр фильтра D	L_9	L_{10}	L_{11}	L_{12}	$D_у$	$D^1_у$	$d_у$	$d^1_у$	M	a	S	S_1
2000	1263	875	1005	310	100	80	100	80	1400	490	8	10
2600	1515	1197	1165	580	150	100	150	100	1600	490	10	12
3000	1660	1327	1310	750	150	125	150	125	2000	490	10	12
3400	1660	1529	1310	870	150	125	150	125	2200	490	12	14

7-4. ФИЛЬТРЫ СМЕШАННОГО ДЕЙСТВИЯ (ФСД) И ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ К НИМ

Рабочее давление 6 кгс/см². Рабочая температура до 60°С, ограни-ивается термостойкостью загруженного в фильтр ионитного материа-а или защитного покрытия. ФСД изготавливаются с внутренней и вы-осной регенерацией.

Таблица 7-14

овные параметры фильтров смешанного действия (ФСД) и вспомогательного оборудования к ним

Название оборудования	Шифр	№ рисунка	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса аппарата, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
ФСД с внутренней регенерацией	ФСДВр-2,0-6	7-20	2000	5030	3249	15,5	1950	К-284884
ФСД с выносной регенерацией	ФСДНр-2,0-10	7-21	2000	3740	2710	17,0	1650	К-286566
То же	ФСДНр-2,6-10	7-22	2600	4250	4236	20,5	2650	К-287364
То же (опытный)	ФСДНр-3,4-10	7-23	3400	4795	7497	45,0	2900	К-286664
Регенератор к ФСДНр-2-10	РФСД-1,6-6	7-24	1600	4575	2091	9,0	1350	К-286598
То же к ФСДНр-2,6-10	РФСД-2,0-6	7-25	2000	5715	3345	15,5	2400	К-285317
То же к ФСДНр-3,4-10	РФСД-2,6-6	7-26	2600	6050	5346	30,0	2600	К-285641
Ловушка для ФСД и целлюлозных фильтров	Тип I	7-27	150	L=579	124,0	—	101	08.8135.019
То же	Тип II	7-27	200	L=622	181,5	—	173	08.8135.019-01
» »	Тип III	7-27	250	L=671	299,6	—	253	08.8135.019-02
» »	Тип IV	7-27	300	L=1086	372,0	—	318	08.8135.019-03

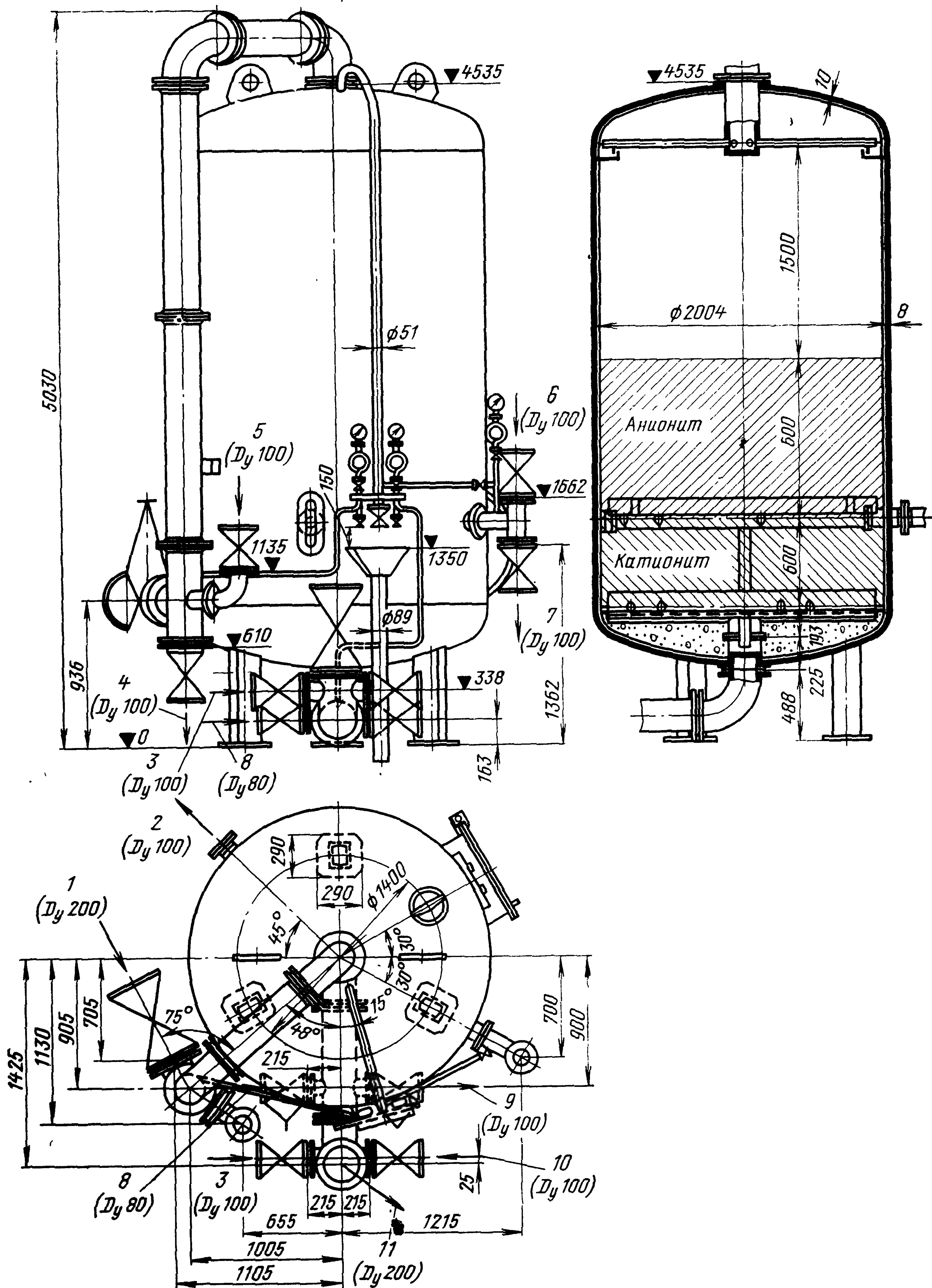


Рис. 7-20. Фильтр смешанного действия (ФСД) диаметром 2000 мм (с внутренней регенерацией), ТКЗ.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — штуцер $D_у = 100$ для гидровыгрузки заполнения фильтра: анионитного на отметке 1535 мм, катионитного на отметке 917 мм; *3* — подвод кислоты; *4* — сброс в дренаж; *5* — подвод щелочи; *6* — подвод промывочной воды; *7* — спуск в дренаж; *8* — подвод сжатого воздуха; *9* — спуск в дренаж; *10* — подвод осветленной воды; *11* — выход обработанной воды.

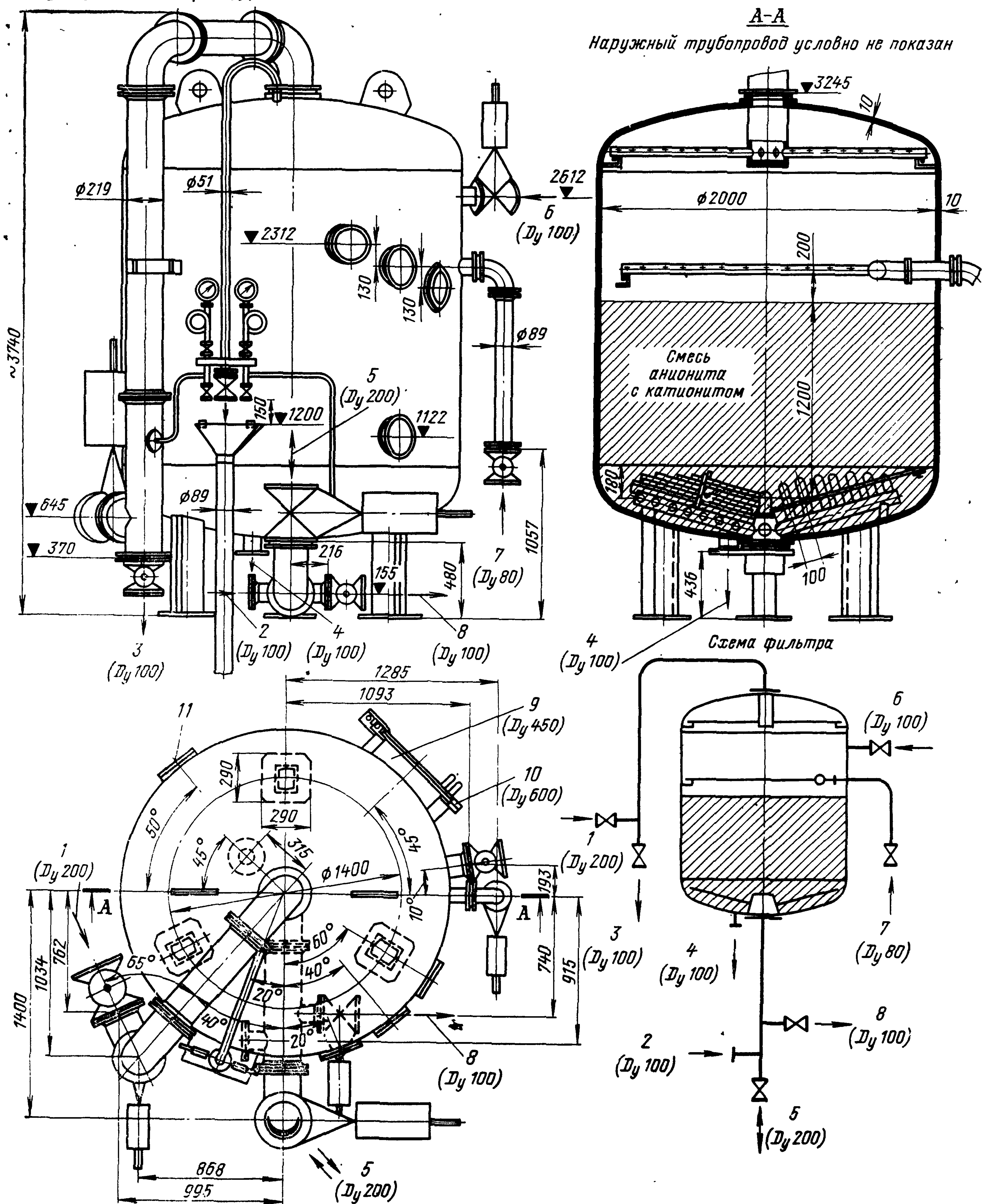


Рис. 7-21. Фильтр смешанного действия (ФСД) диаметром 2000 мм (с выносной регенерацией), ТКЗ.

1 — подвод обрабатываемого конденсата; *2* — подвод сжатого воздуха; *3* — спуск; *4* — гидровыгрузка фильтрующего материала; *5* — выход обессоленного конденсата и подвод воды на взрыхляющую промывку; *6* — гидрозагрузка фильтрующего материала; *7* — трубопровод для заполнения фильтра конденсатом; *8* — спуск; *9* — лаз $D_у = 450$ на отметке 2462 мм; *10* — лаз $D_у = 600$ на отметке 1512 мм; *11* — гляделки, расположены: одна на отметке 1122 мм, другая на отметке 2182 мм.

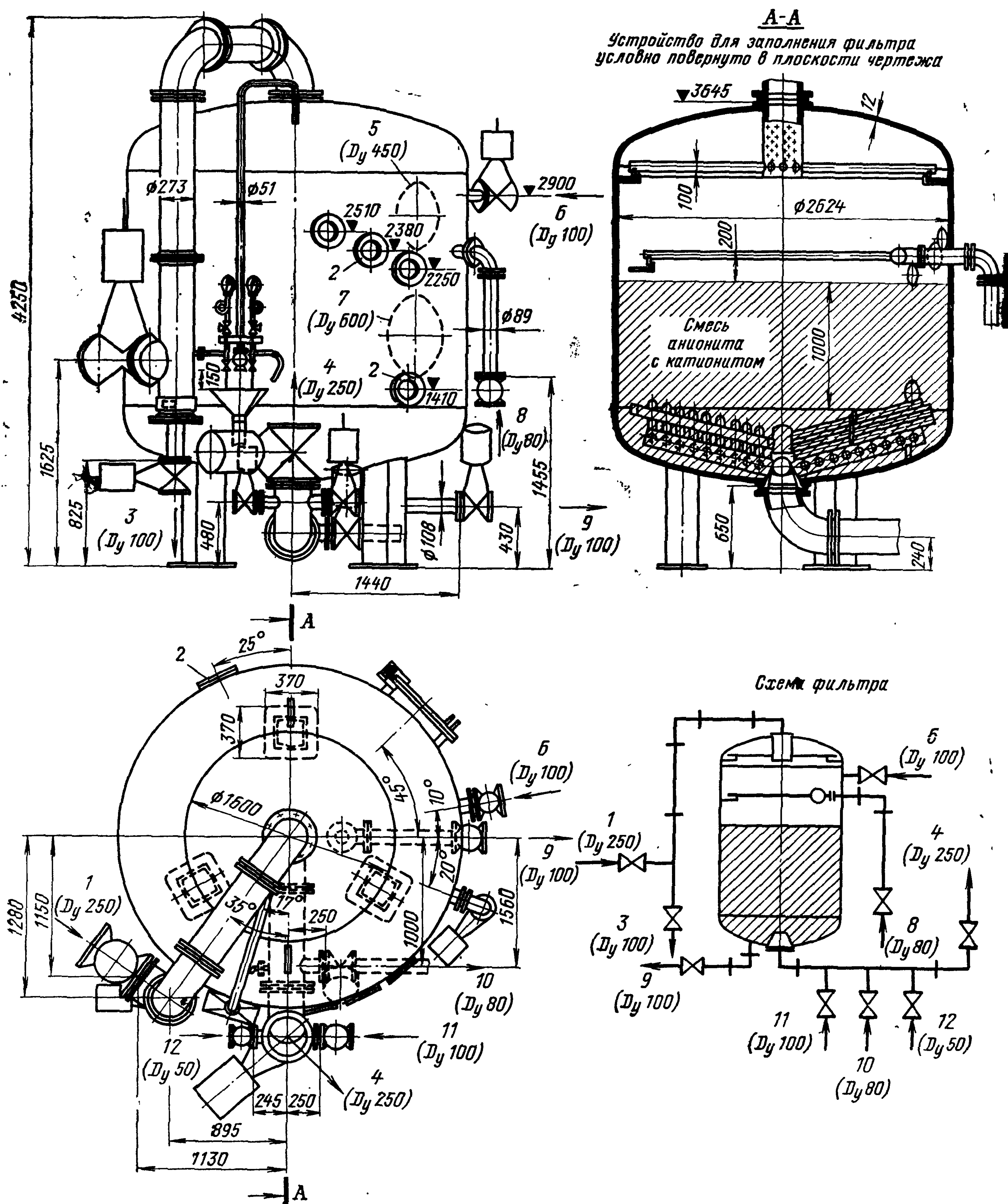


Рис. 7-22. Фильтр смешанного действия (ФСД) диаметром 2600 мм с выносной регенерацией (ТКЗ).

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — гляделки (на задней стенке фильтра) расположены одна на отметке 1410 мм, другая на отметке 2380 мм), *3* — спуск в дренаж; *4* — выход обработанной воды; *5* — лаз $D_у$ = =450 на отметке 2750 мм; *6* — гидрозагрузка фильтрующего материала; *7* — лаз $D_у$ = 600 на отметке 1800 мм; *8* — подвод конденсата для заполнения фильтра; *9* — гидровыгрузка фильтрующего материала; *10* — спуск в дренаж; *11* — подвод взрыхляющей воды; *12* — подвод сжатого воздуха.

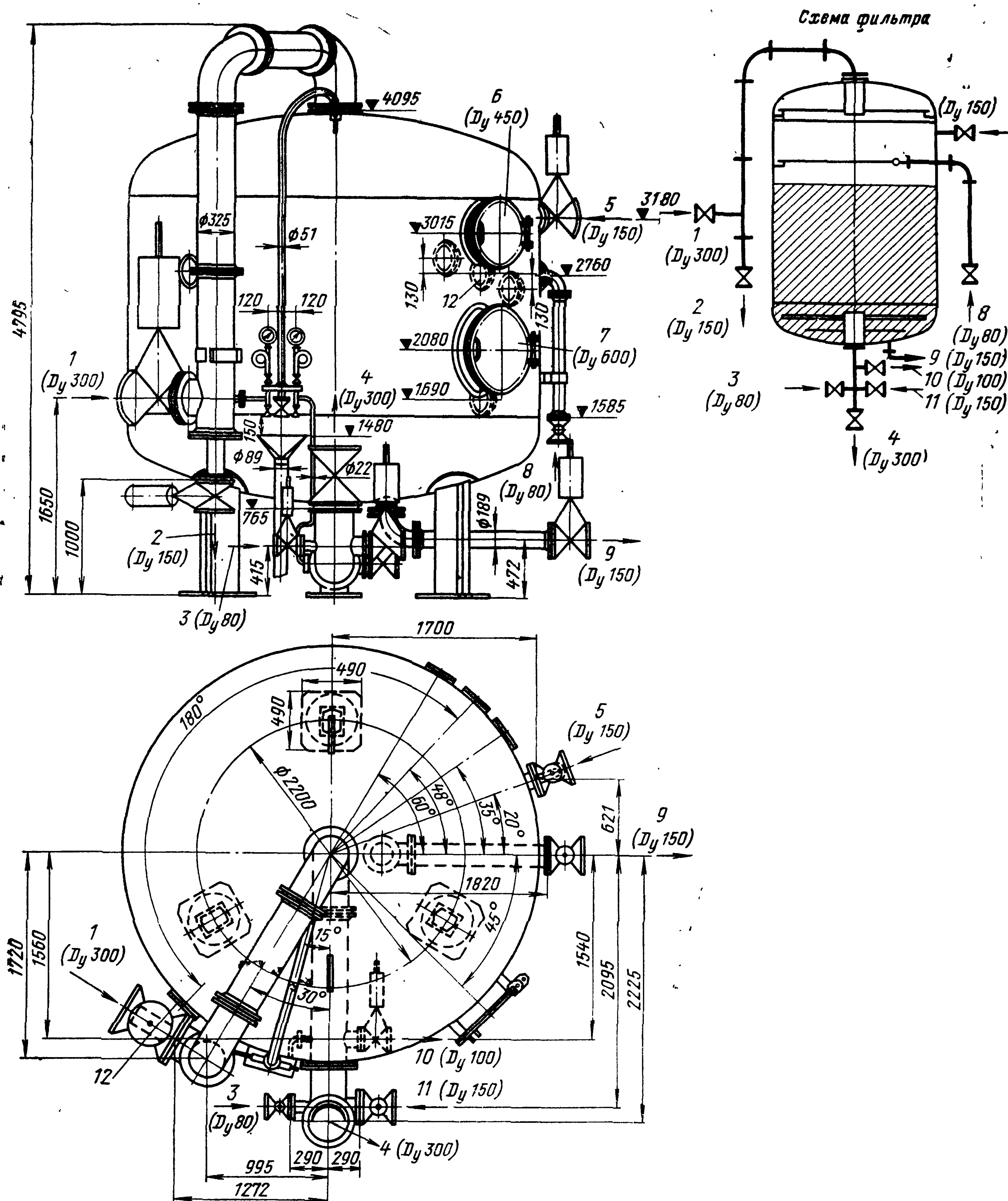


Рис. 7-23. Фильтр смешанного действия (ФСД) диаметром 3400 мм с выносной регенерацией (опытный), ТКЗ.

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — спуск в дренаж; *3* — подвод сжатого воздуха; *4* — выход обработанной воды; *5* — гидрозагрузка фильтрующего материала; *6* — лаз $D_у$ = 450 на отметке 3015 мм; *7* — лаз $D_у$ = 600 на отметке 2080 мм; *8* — подвод конденсата для заполнения фильтра; *9* — гидровыгрузка фильтрующего материала; *10* — спуск в дренаж; *11* — подвод взрыхляющей воды; *12* — гляделки (на фронте), расположены одна на отметке 1690 мм, другая на отметке 2760 мм.

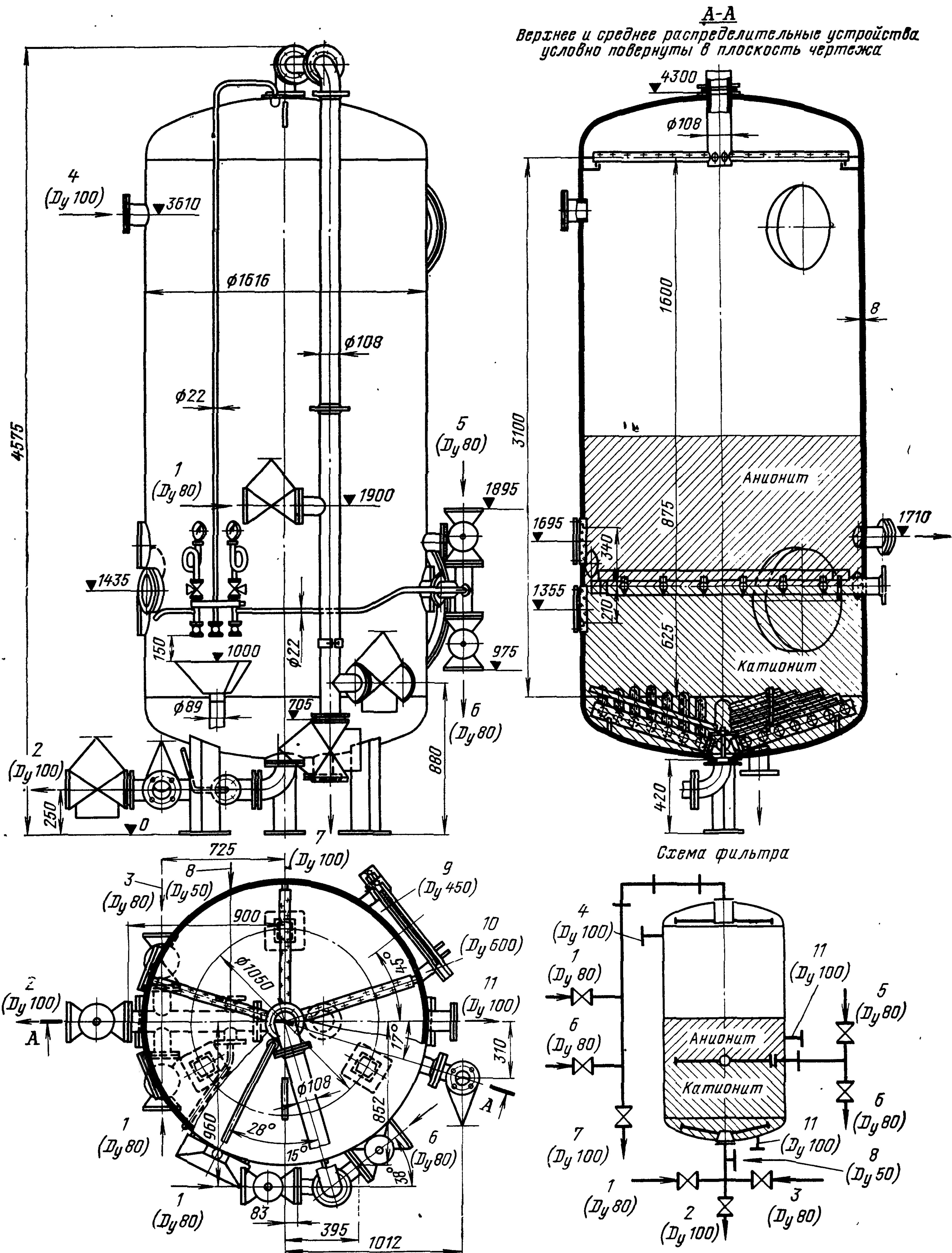


Рис. 7-24. Регенератор диаметром 1600 мм к ФСД-2,0 (ТКЗ);

1 — подвод конденсата; *2* — спуск в дренаж; *3* — подвод кислоты; *4* — гидрозагрузка фильтрующего материала; *5* — подвод реагента (кислоты или щелочи); *6* — спуск в дренаж; *7* — спуск в дренаж; *8* — подвод сжатого воздуха; *9* — лаз $D_у = 450$ на отметке 3430 мм; *10* — лаз $D_у = 600$ на отметке 1360 мм; *11* — гидровыгрузка фильтрующих материалов.

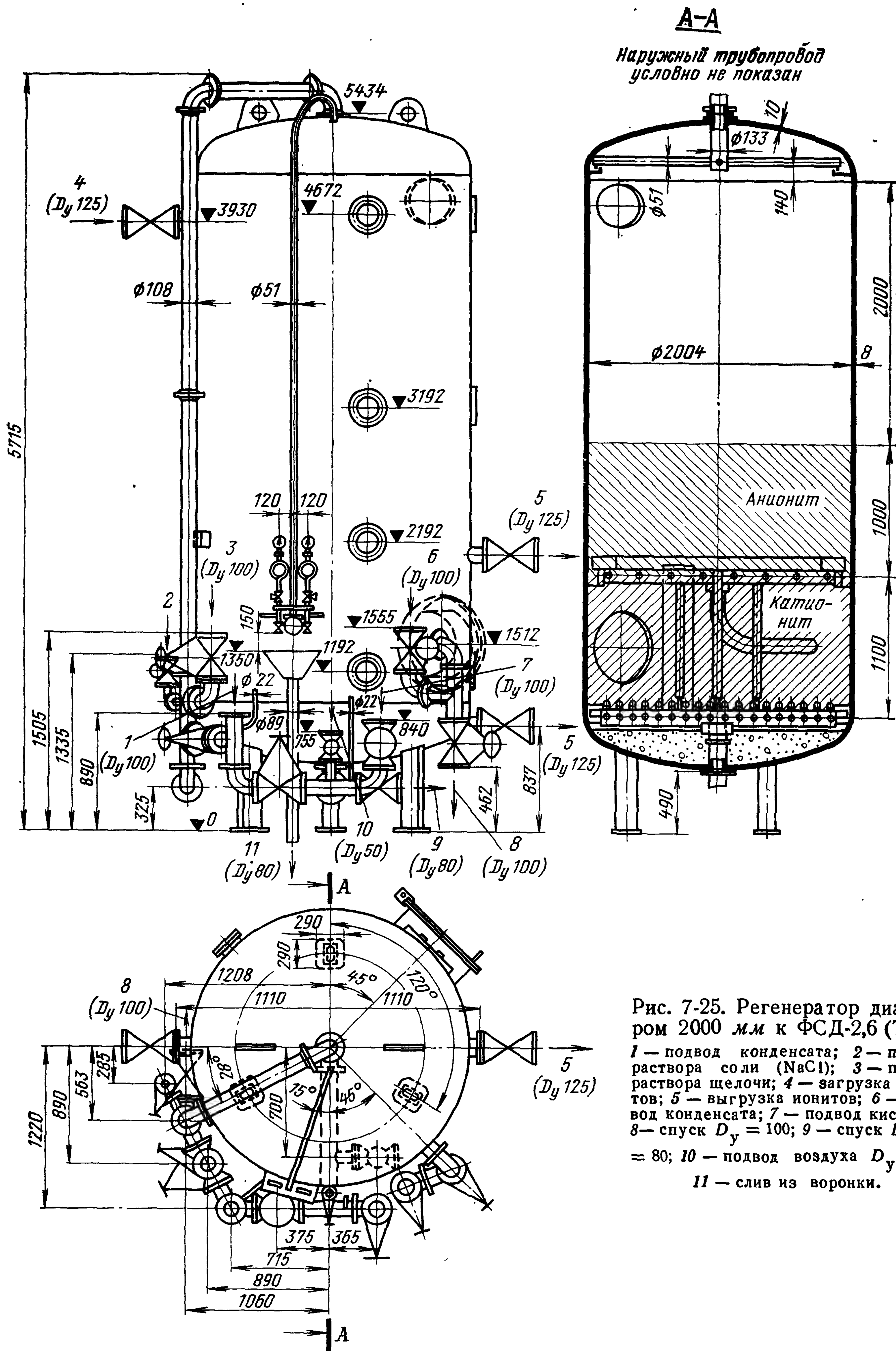


Рис. 7-25. Регенератор диаметром 2000 *мм* к ФСД-2,6 (ТКЗ).

1 — подвод конденсата; *2* — подвод раствора соли (NaCl); *3* — подвод раствора щелочи; *4* — загрузка ионитов; *5* — выгрузка ионитов; *6* — подвод конденсата; *7* — подвод кислоты; *8* — спуск $D_у = 100$; *9* — спуск $D_у = 80$; *10* — подвод воздуха $D_у = 50$; *11* — слив из воронки.

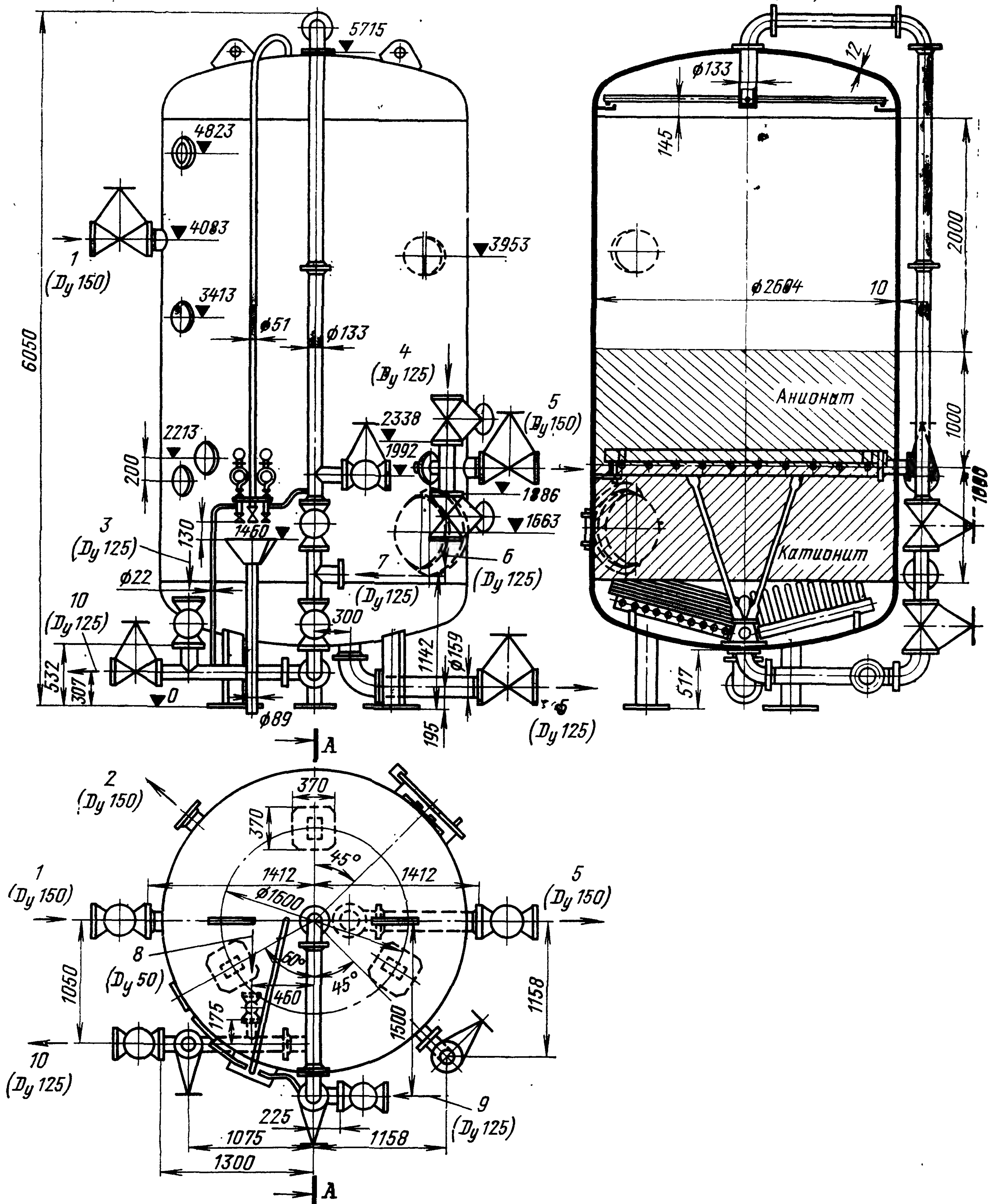


Рис. 7-26. Регенератор диаметром 2600 мм к ФСД-3,4 (ТКЗ).

1 — загрузка ионитов; *2* — штуцер гидровыгрузки на отметке 1040 мм; *3* — подзод кислоты; *4* — подвод конденсата; *5* — вы узка ионитов; *6* — спуск; *7* — подвод конденсата; *8* — подвод сжатого воздуха; *9* — подвод щелочи; *10* — спуск.

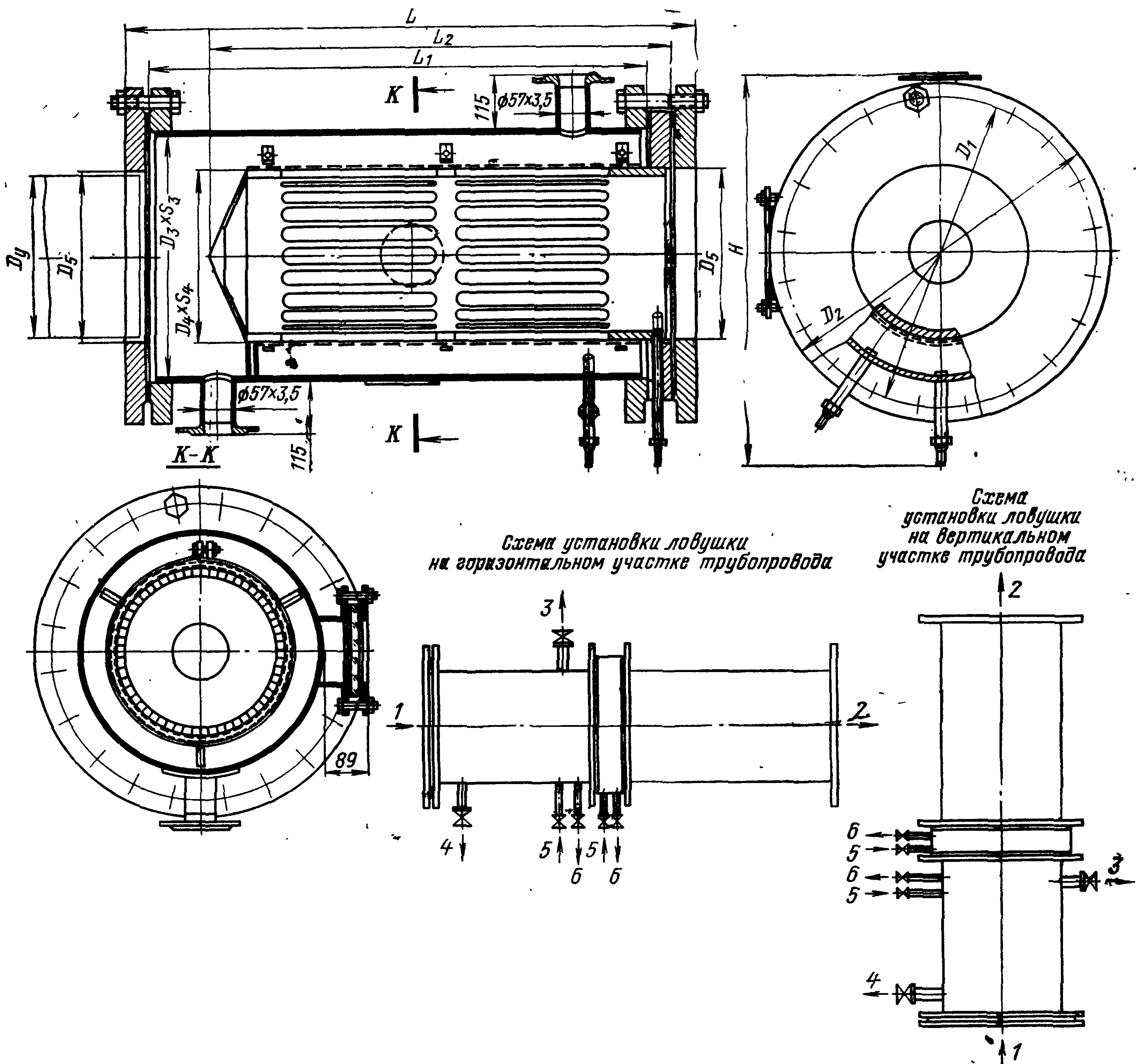


Рис. 7-27. Ловушки для фильтров смешанного действия и сорбционных целлюлозных фильтров (ТКЗ).

1 — вход конденсата; *2* — выход конденсата; *3* — воздушник; *4* — дренаж; *5* — подвод сжатого воздуха; *6* — к дифманометру.

Таблица 7-15

Габаритные и присоединительные размеры (мм) ловушек (давлением 10 кгс/см²) к ФСД и целлюлозным фильтрам ТКЗ, к рис. 7-27 (08.8135.019)

Тип ловушки	Производительность, м³/ч	$D_у$ подводящей трубы, мм	Габаритные и присоединительные размеры, мм								
			D_1	D_2	$D_3\times S_3$	$D_4\times S_4$	D_5	L	L_1	L_2	H
I	0—150	150	325	365	245×8	159×20	161	579	490	393	520
II	150—270	200	400	440	325×9	219×20	222	622	525	461	599
III	270—450	250	515	565	426×11	273×20	273	671	570	526	713
IV	900	300	565	615	480×8	325×14	325	1086	985	910	765

7-5. ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ МЕШАЛКИ И БАКИ

Мешалки работают без давления, баки на давлении до 6 кгс/см². Бак хранения серной кислоты может работать под 40%-ным вакуумом.

Таблица 7-16

Основные параметры гидравлических мешалок и баков

Завод-изготовитель	Наименование аппарата	Шифр	№ рисунка	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
ТКЗ	Циркуляционная мешалка известкового молока, V=4 м³	М-4	7-28	1600	2900	509	5,0	461	К-282909
ТКЗ	То же, V=8 м³	М-8	7-28	2000	3800	1323	10,0	967	К-282909
ТКЗ	То же, V=14 м³	М-14	7-28	2600	4600	2145	17,0	1287	К-282909
ТКЗ	Мешалка для кислых реагентов, V=1 м³	МК-1	7-29	1200	1710	281	1,3	311	08.8139.015
ТКЗ	То же, V=2 м³	МК-2	7-29	1600	1926	394	2,4	381	К-283032
БиКЗ	Бак-вытеснитель крепкой серной кислоты, V=0,5 м³, p=6 кгс/см²	БК-0,5	7-30	800	1450	274	1,2	105	00.8178.010
БиКЗ	То же, V=1,5 м³	БК-1,5	7-31	1000	~2500	510	3,4	160	00.8178.013
ТКЗ	Бак хранения крепкой серной кислоты, V=15 м³, p=6 кгс/см²	БК-15	7-32	2000	5800	3932	30,0	1288	08.8178.010
ТКЗ	Бак хранения едкого натра, V=30 м³, p=6 кгс/см²	БЕ-30	7-33	2600	6050	4840	50,0	1694	08.8178.013

Таблица 7-17

Габаритные и присоединительные размеры (мм) циркуляционных мешалок известкового молока ТКЗ, к рис. 7-28 (К-282909)

Шифр	Объем, м³	D_y	D_1	H	H_1	h	A	B	δ	d_y	L
М-4	4	1600	1690	2900	1670	250	925	975	4	100	1300
М-8	8	2000	2100	3800	1970	290	1130	1180	8	150	1500
М-14	14	2600	2700	4600	2300	290	1430	1480	8	150	2140

Таблица 7-17а

Габаритные и присоединительные размеры (мм) гидравлических мешалок для кислых реагентов ТКЗ, к рис. 7-29

Шифр	Объем, м³	D_y	D_1	H	H_1	H_2	A	B	L
МК-1	1	1200	1310	1695	1645	1095	886	754	1000
МК-2	2	1600	1688	1926	1860	1210	850	954	1350

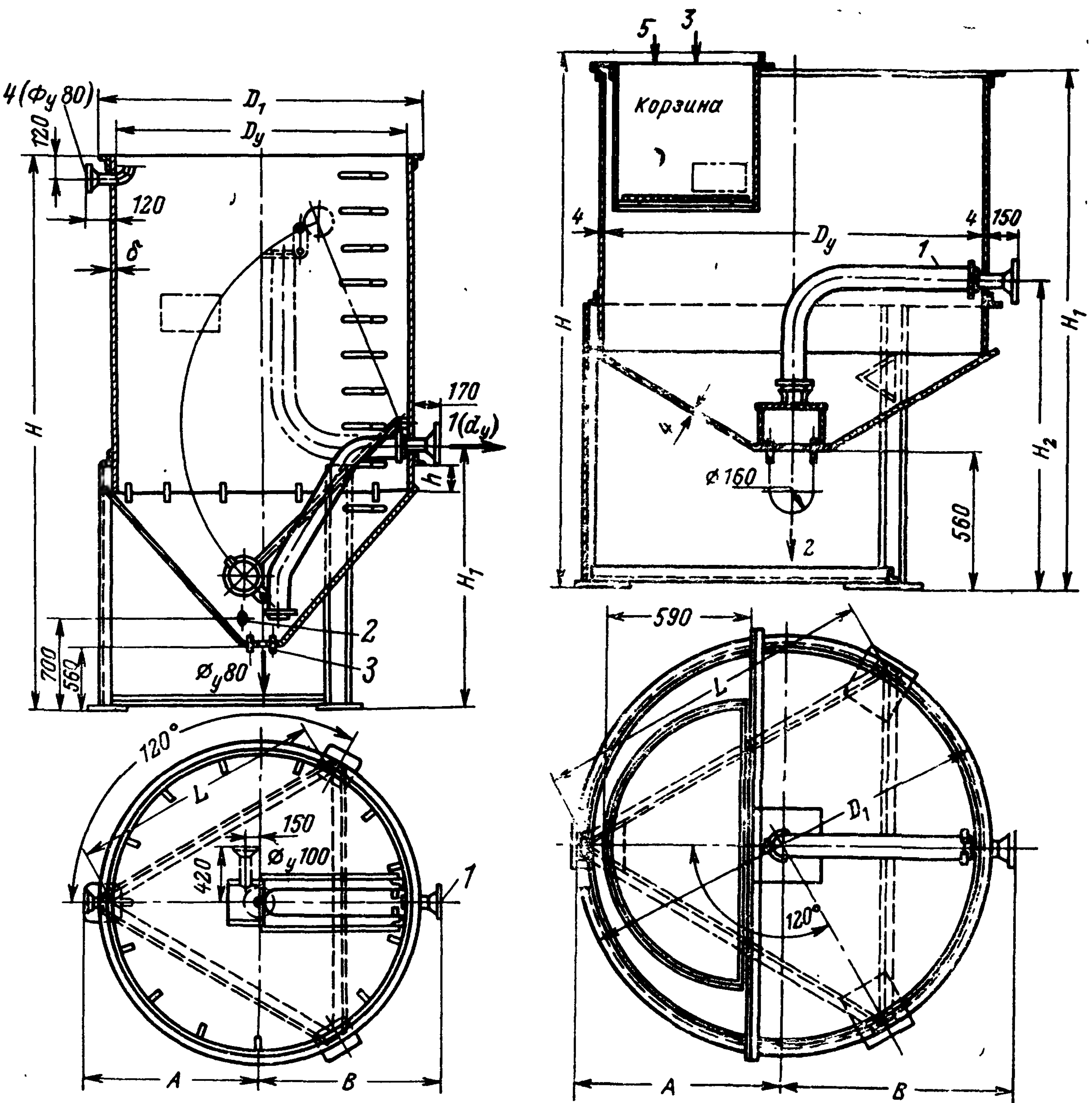


Рис. 7-28. Мешалки циркуляционные для известкового молока (ТКЗ), см. табл. 7-17.

1 — отвод известкового молока к насосу; *2* — возврат раствора от насоса; *3* — спуск в дренаж; *4* — перелив.

Рис. 7-29. Мешалки гидравлические для кислых реагентов объемом 1 и 2 м³ (ТКЗ), см. табл. 7-17а.

1 — отвод раствора к насосу; *2* — спуск в дренаж; *3* — подвод воды для приготовления раствора; *4* — возврат раствора от насоса; *5* — загрузка реагента в корзину.

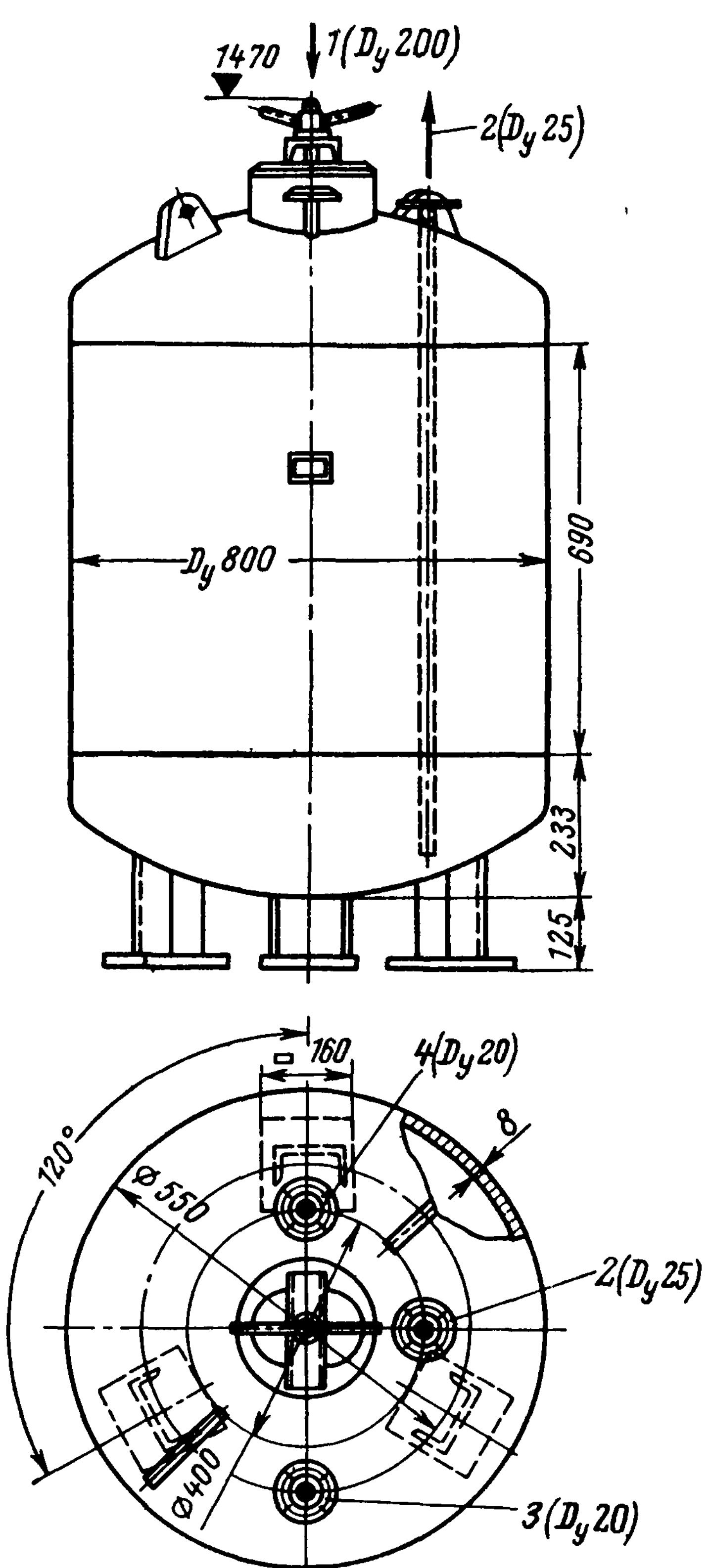


Рис. 7-30. Бак-вытеснитель крепкой серной кислоты емкостью 0,5 м³ (БиКЗ).

1 — заполнение кислотой; *2* — выход кислоты; *3* — подвод сжатого воздуха; *4* — воздушник.

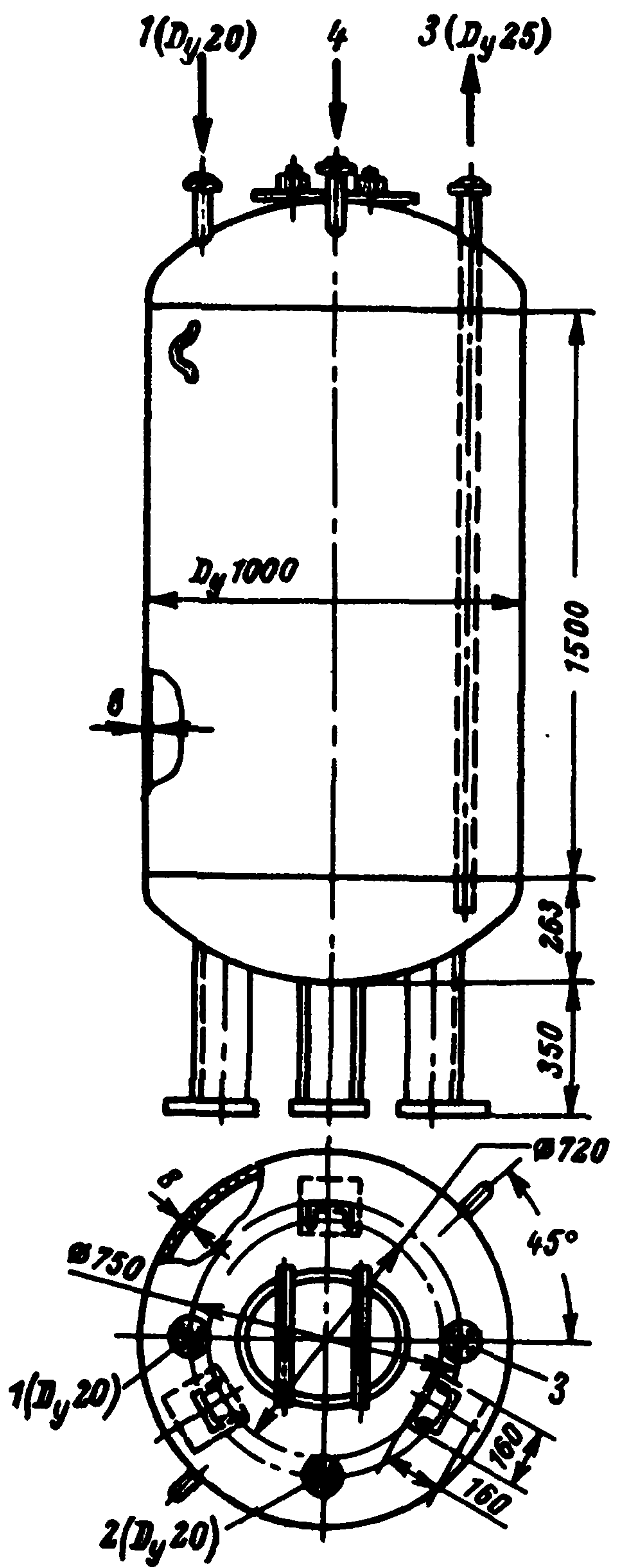


Рис. 7-31. Бак-вытеснитель крепкой серной кислоты емкостью 1,5 м³ (БиКЗ).

1 — подвод сжатого воздуха; *2* — воздушник; *3* — выход кислоты; *4* — овальный люк для заполнения кислотой.

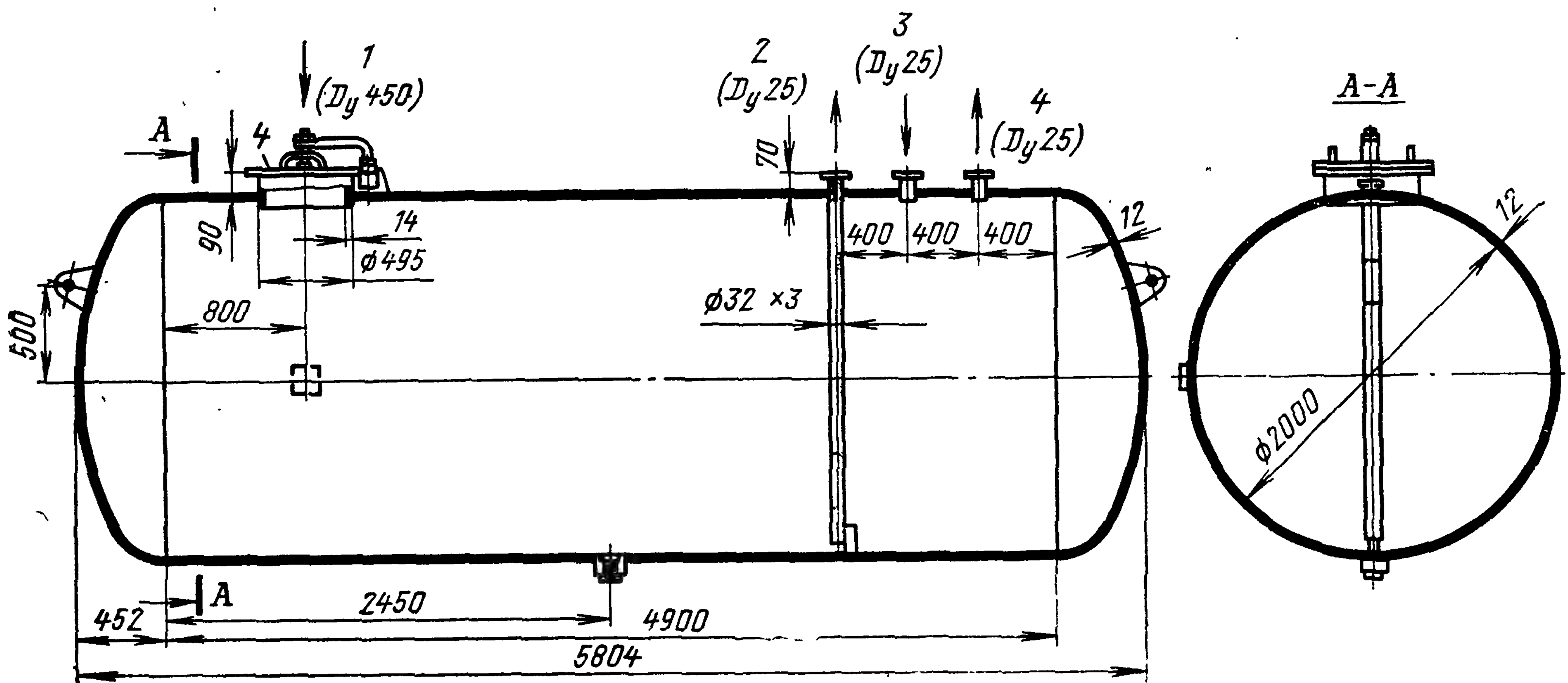


Рис. 7-32. Бак хранения крепкой серной кислоты емкостью 15 м³ (ТКЗ).

1 — залив кислоты; 2 — выход кислоты; 3 — подвод сжатого воздуха; 4 — отвод воздуха в атмосферу.

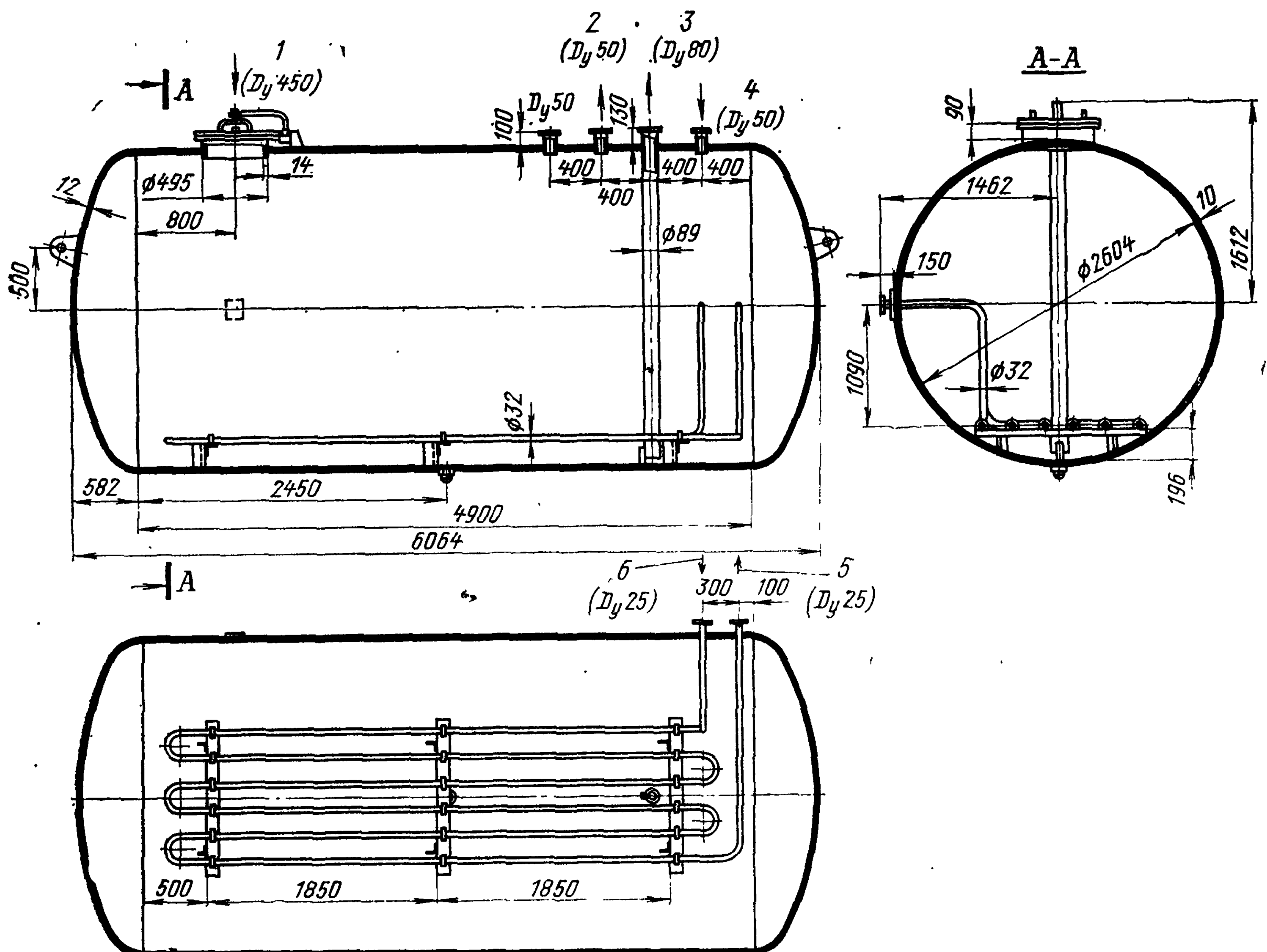


Рис. 7-33. Бак хранения едкого натра емкостью 30 м³ (ТКЗ).

1 — заполнение едким натром; 2 — выход воздуха в атмосферу; 3 — выход едкого натра; 4 — подвод сжатого воздуха; 5 — выход конденсата; 6 — подвод пара.

7-6. ТЕПЛООБМЕННИКИ И ПОДОГРЕВАТЕЛИ

Таблица 7-18

Основные параметры теплообменников и подогревателей

Завод-изготовитель	Наименование аппарата	№ рисунка	Поверхность нагрева, м²	Производительность, т/ч	Масса без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
БиКЗ	Теплообменник водоводяной	7-34	1,6	5—10	130	0,2	220	ХВ-790
БиКЗ	То же	7-35	5,0	20—40	268	0,4	260	ХВ-750
ТКЗ	» »	7-36	21,0	80—240	700	1,1	575	К-305481
ТКЗ	» »	7-36	34,2	400	860	1,4	900	К-305476
БиКЗ	Подогреватель пароводяной	7-37	4,0	25	300	0,4	200	ХВ-760
ТКЗ	То же	7-38	8,2	50	376	1,0	480	К-305458
ТКЗ	» »	7-38	14,6	100	608	1,0	520	К-305465
ТКЗ	» »	7-38	30,3	200	900	1,4	1000	К-305446
ТКЗ	» »	7-38	66,0	400	1500	2,5	1200	К-305487

Таблица 7-19

Присоединительные размеры (мм) водоводяных теплообменников ТКЗ, к рис. 7-36

Производительность, т/ч	$D_н$	D_1	C	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_6	C_7	a	b	H	H_1	H_2	N	M
80—240	478	200	2055	1394	250	150	800	180	490	700	270	310	810	310	270	400	460
400	478	250	2655	1994	270	180	1300	180	490	925	270	310	810	310	270	400	460

Таблица 7-20

Присоединительные размеры (мм) пароводяных подогревателей ТКЗ, к рис. 7-38

Производительность, т/ч	$D_н$	C	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_6	C_7	d_1	d_2	d_3	d_4
50	273	2354	1994	1350	285	130	120	200	130	80	80	150	—
100	478	1655	994	550	300	150	180	220	171	150	150	150	—
200	478	2695	1994	1300	380	150	210	250	171	200	200	200	20
400	630	3152	2394	1650	450	200	200	300	208	200	200	250	20

Производительность, т/ч	d_5	d_6	H	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	a	M	$И$
50	150	—	797	297	185	110	350	75	—	160	—	185	350	250
100	50	—	900	400	270	185	350	75	—	160	—	270	460	400
200	100	32	940	440	260	185	350	120	75	200	75	260	460	400
400	100	32	1170	515	310	265	490	120	75	200	75	310	500	420

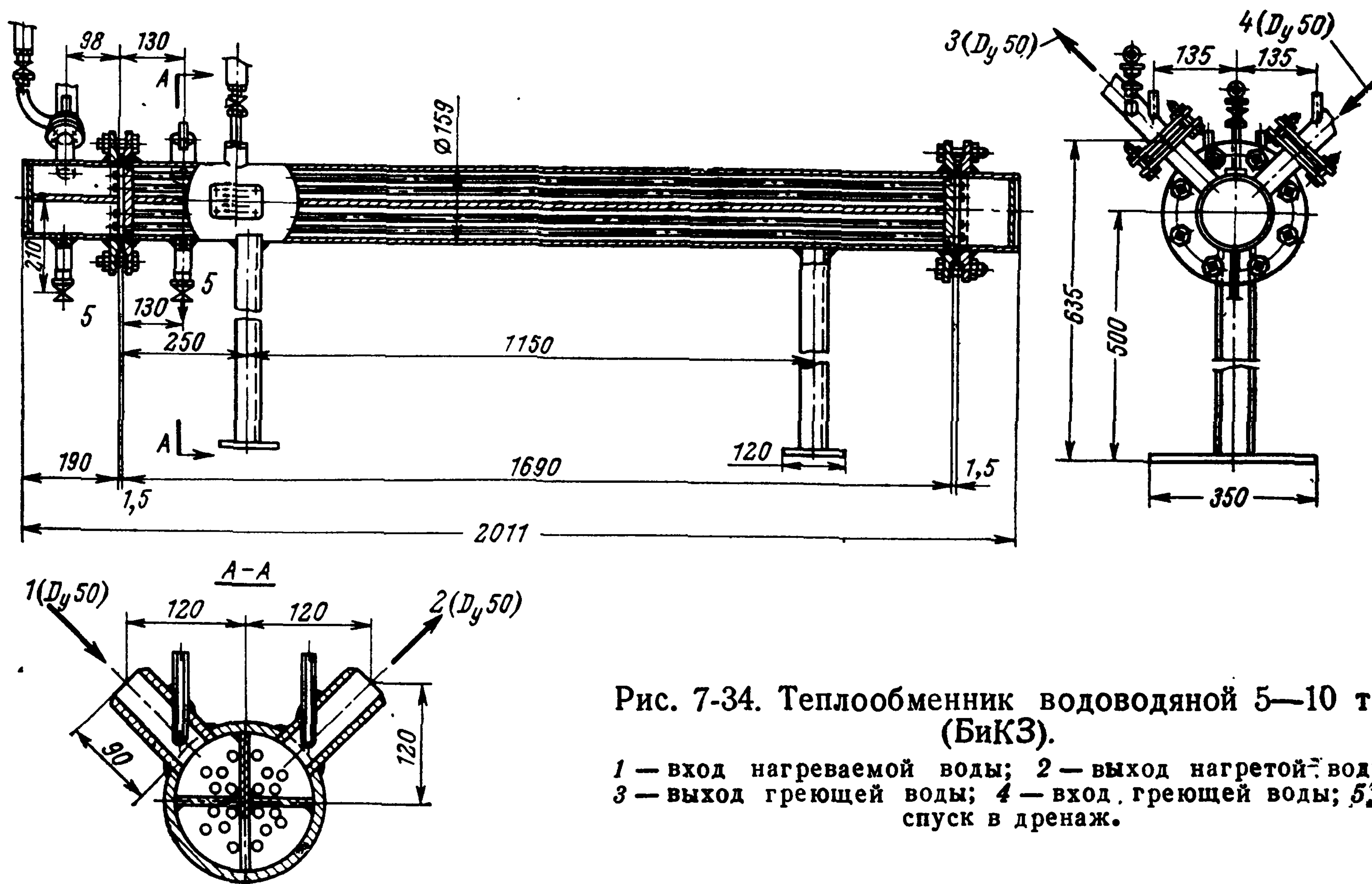


Рис. 7-34. Теплообменник водоводяной 5—10 т/ч (БиКЗ).

1 — вход нагреваемой воды; *2* — выход нагретой воды; *3* — выход греющей воды; *4* — вход греющей воды; *5* — спуск в дренаж.

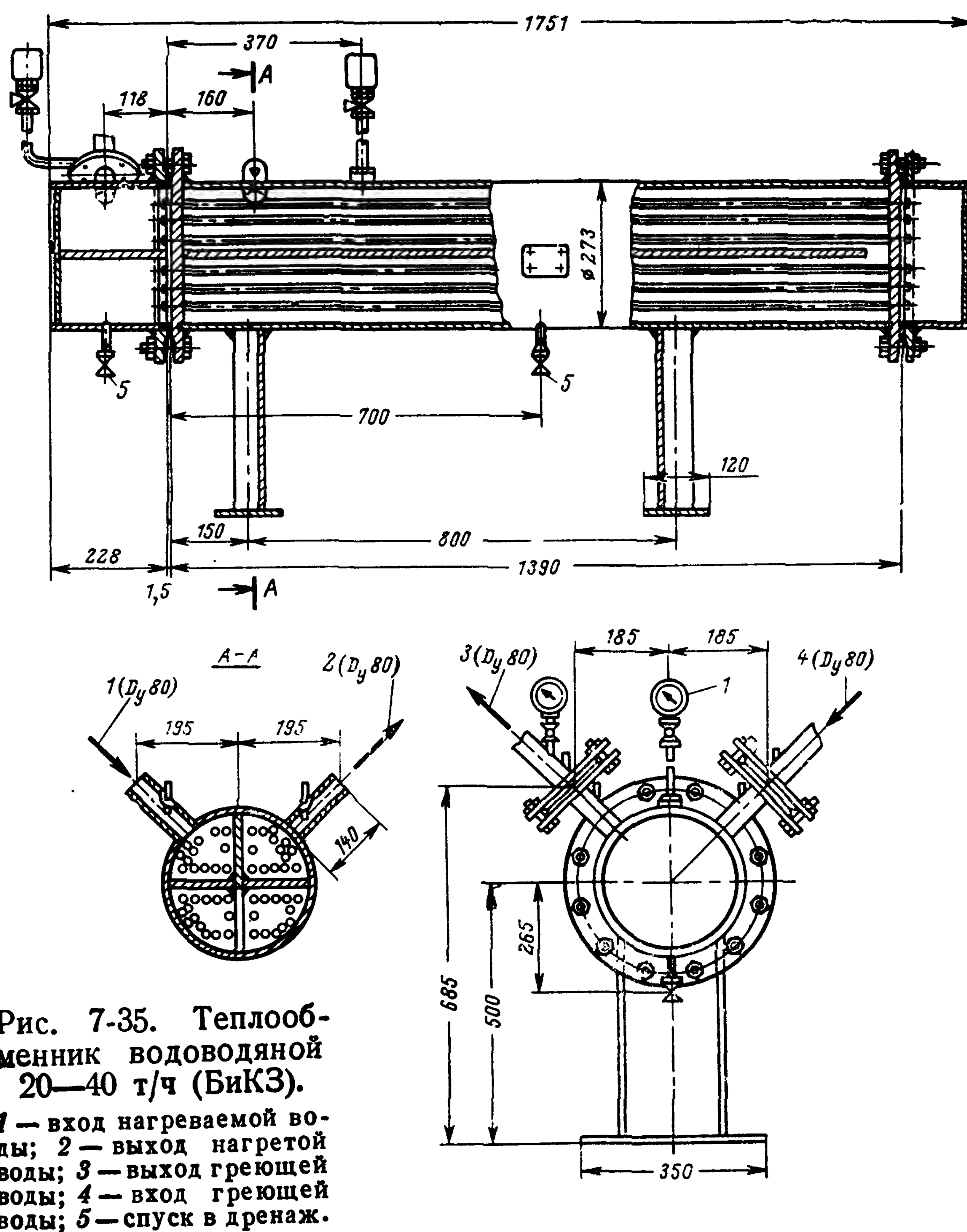


Рис. 7-35. Теплообменник водоводяной 20—40 т/ч (БиКЗ).

1 — вход нагреваемой воды; *2* — выход нагретой воды; *3* — выход греющей воды; *4* — вход греющей воды; *5* — спуск в дренаж.

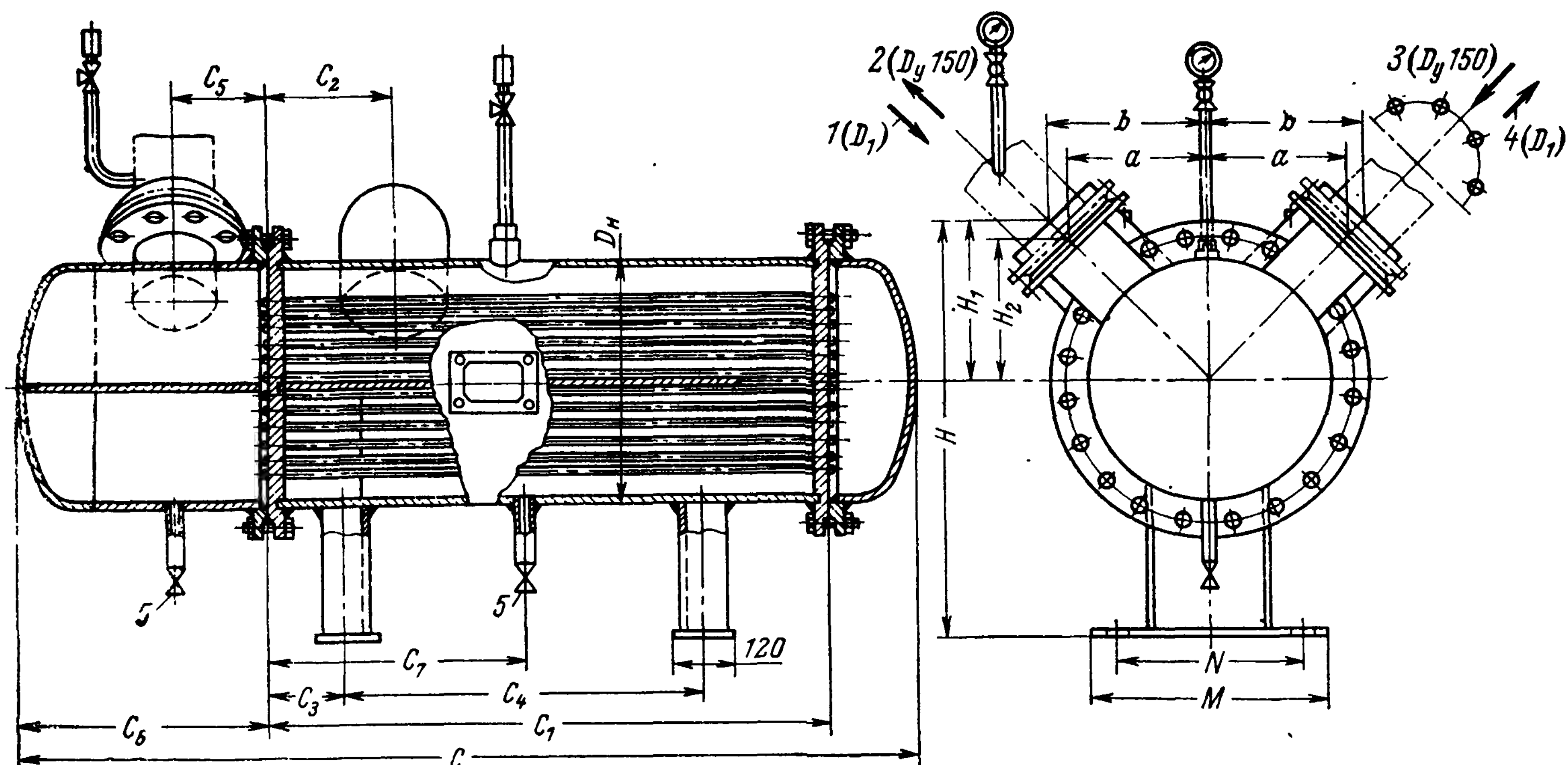


Рис. 7-36. Теплообменники водоводяные от 80 до 400 т/ч (ТКЗ), см. табл. 7-19.

1 — вход нагреваемой воды; *2* — выход греющей воды; *3* — вход греющей воды; *4* — выход нагретой воды; *5* — спуск в дренаж.

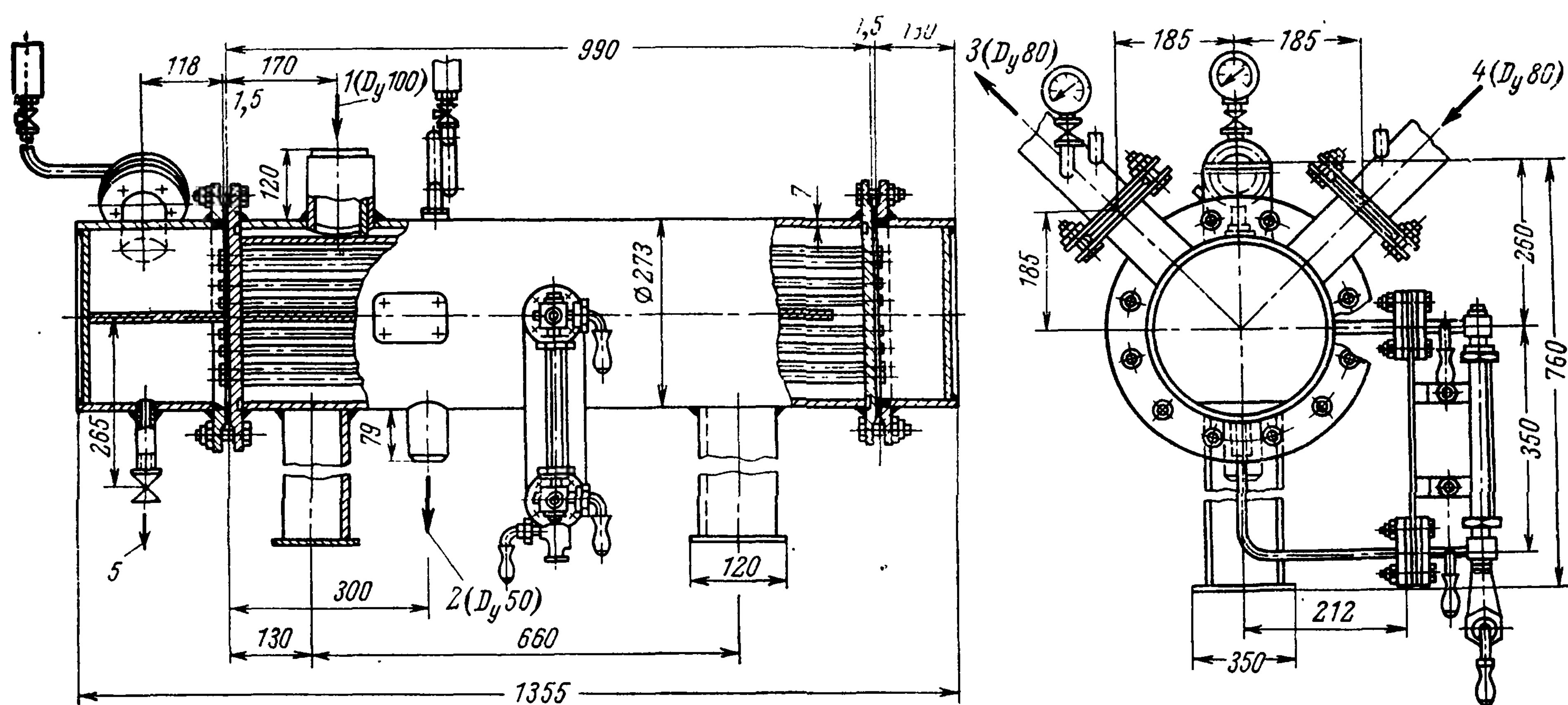


Рис. 7-37. Подогреватель пароводяной 25 т/ч (БиКЗ).

1 — вход пара; *2* — выход конденсата; *3* — выход воды; *4* — вход воды; *5* — спуск в дренаж.

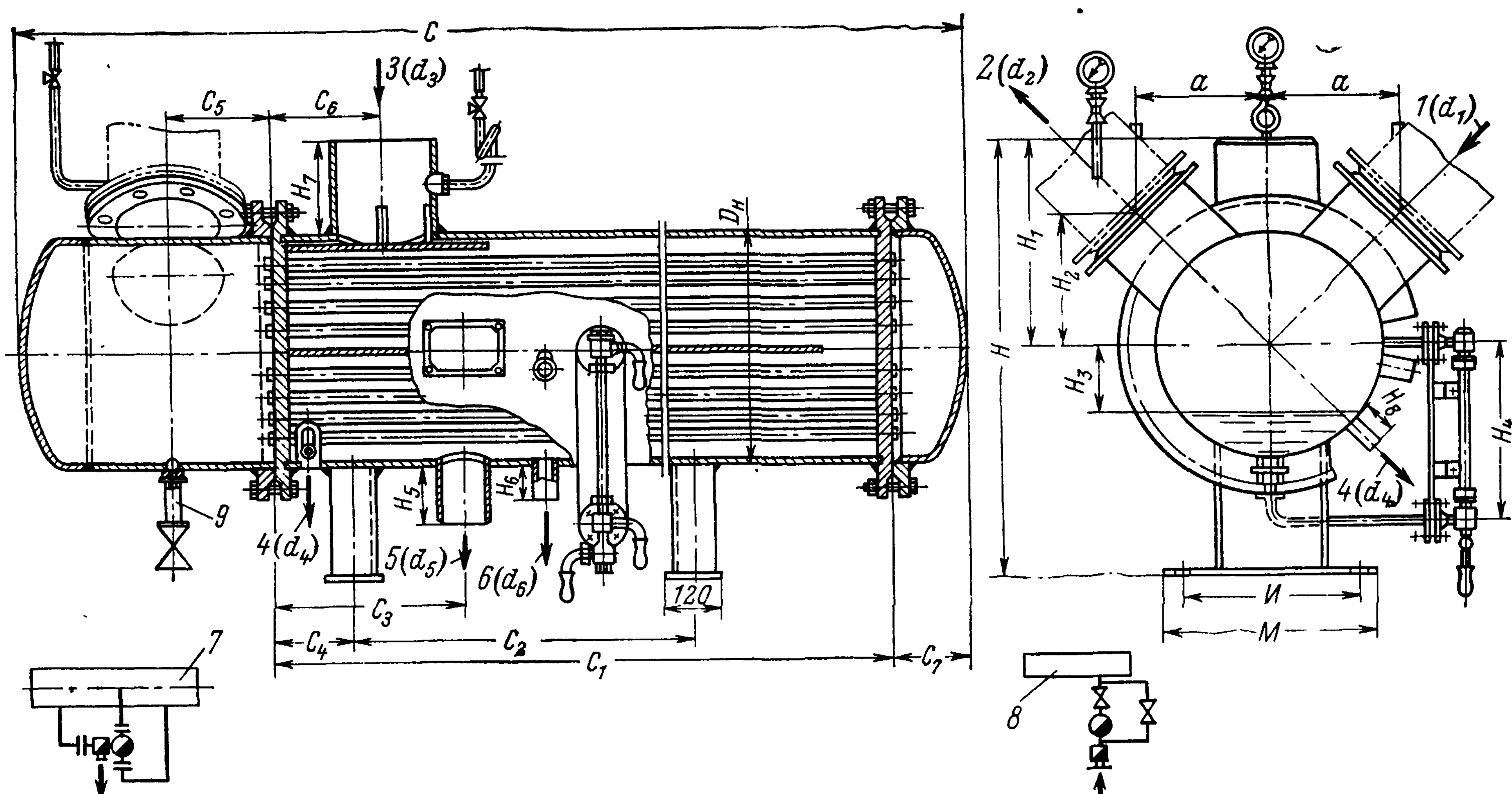


Рис. 7-38. Подогреватели пароводяные от 50 до 400 т/ч (ТКЗ), см. табл. 7-20.

1 — вход воды; *2* — выход воды; *3*—вход пара; *4*—отсос неконденсирующихся газов; *5* — выход конденсата; *6* — присоединение регулятора перелива; *7* — схема включения регулятора перелива Т-22-2 в тепловую схему для подогревателей 200—400 т/ч; *8* — схема включения конденсатоотводчика 45ч9бк для подогревателей 50—100 т/ч; *9* — спуск в дренаж.

7-7. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПРОДУВКИ КОТЛОВ

Таблица 7-21

Основные параметры оборудования для продувки котлов

Завод-изготовитель	Наименование аппарата	Шифр	№ рисунка	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
БиКЗ	Сепаратор непрерывной продувки, $D_у$=300 (с плоским днищем)	—	7-39	300	2300	210**	—	150	00.8312.006 *
БиКЗ	То же (со сферическим днищем)	—	7-40	300	2500	284**	—	150	00.8312.007*
ТКЗ	Сепаратор непрерывной продувки, V=0,7 м³	СП-0,7	7,41	600	3700	516	1,6	290	08.8346.008
ТКЗ	То же, V=1,5 м³	СП-1,5	7-41	800	4250	750	2,8	380	08.8346.005
ТКЗ	Расширитель непрерывной продувки первой ступени, V=5,5 м³	СП-5,5	7-42	1500	4860	1978	~9,0	990	08.8346.001
ТКЗ	То же второй ступени, V=12 м³	СП-12,0	7-43	2000	4250	2797	~15,0	1110	К-281650
ТКЗ	Расширитель периодической продувки, V=7,5 м³	СП-7,5	7-44	2000	~3500	1985	~12,0	670	08.8346.011
СЗТМ	Охладитель отбора проб пара и воды, V=36 л, F=0,54 м²	—	7-45	273×8	745	49	0,1	40	ЗН-279-67

* Поставку сепараторов $D_у$=300 по одному из чертежей определяет завод.

** Масса аппаратов БиКЗ дана с арматурой.

Таблица 7-22

Присоединительные размеры (мм) сепараторов непрерывной продувки ТКЗ, к рис. 7-41

V, м³	$D_у$	D_1	d_1	d_2	d_3	d_4	H	H_1	H_2
0,7	600	950	100	50	80	50	3505	1465	1915
1,5	800	1170	100	80	150	80	4125	1765	2210

V, м³	H_3	H_4	H_5	H_6	l	l_1	l_2	l_3	l_4
0,7	310	1540	1590	1600	635	125	210	470	260
1,5	500	1740	1915	1855	790	155	270	500	340

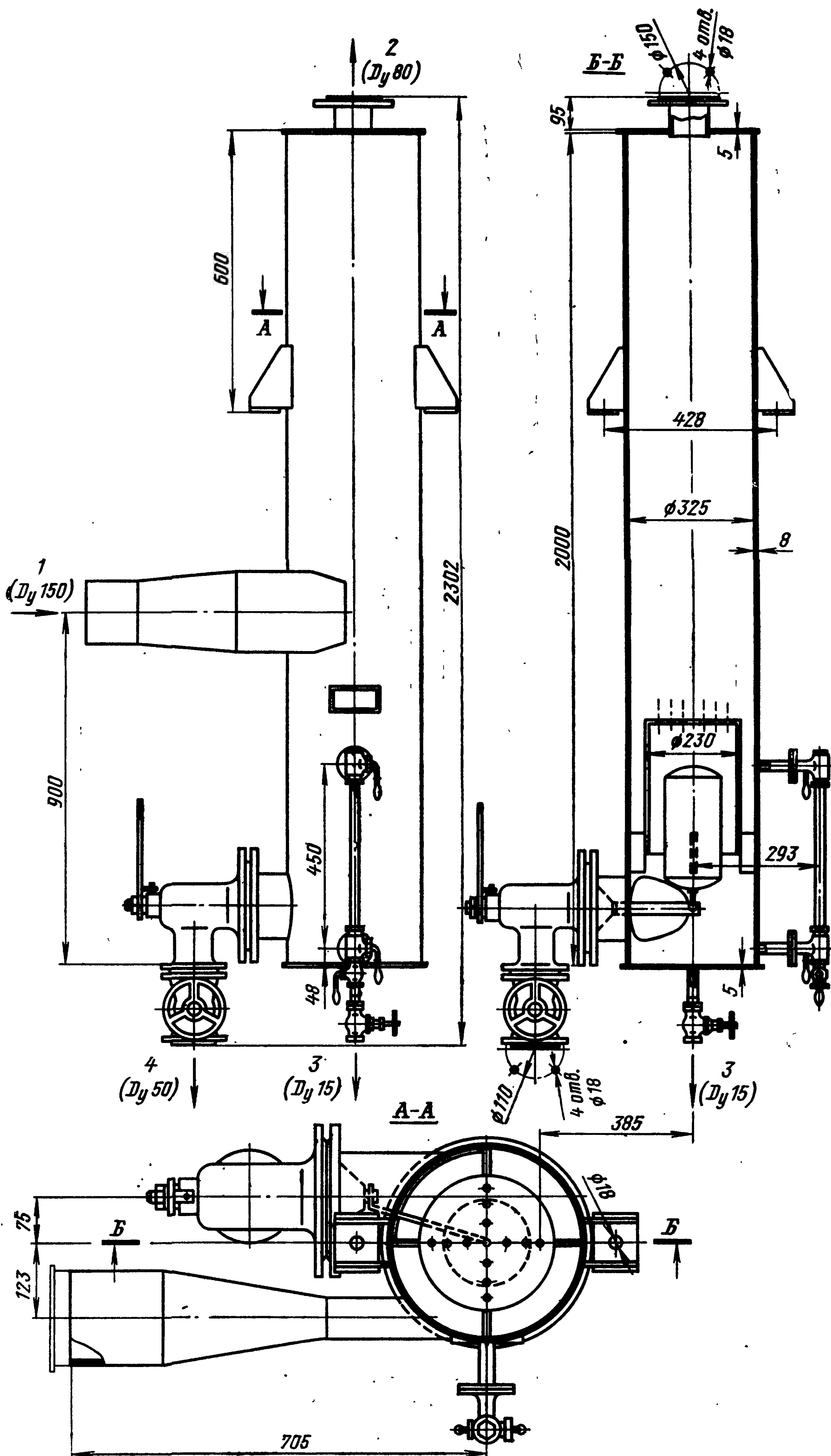


Рис. 7-39. Сепаратор непрерывной продувки $D_у$ = 300 мм (с плоским днищем), БиКЗ.
1 — подвод продувочной воды; *2* — выход пара; *3* — спуск; *4* — выход отсепарированной воды.

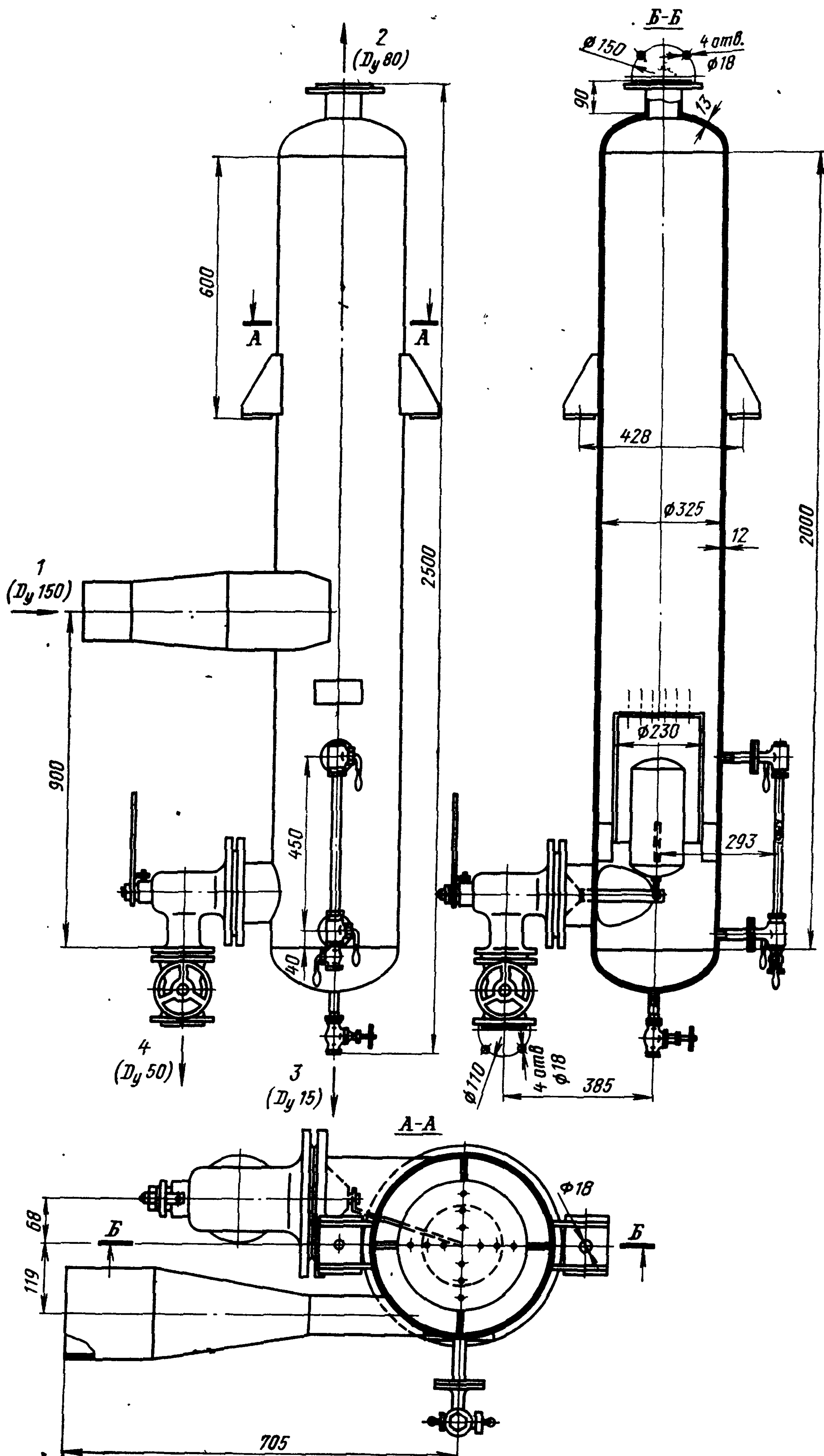


Рис. 7-40. Сепаратор непрерывной продувки $D_у = 300$ мм (со сферическим днищем), БиКЗ.

1 — подвод продувочной воды; *2* — выход пара; *3* — спуск; *4* — выход отсепарированной воды.

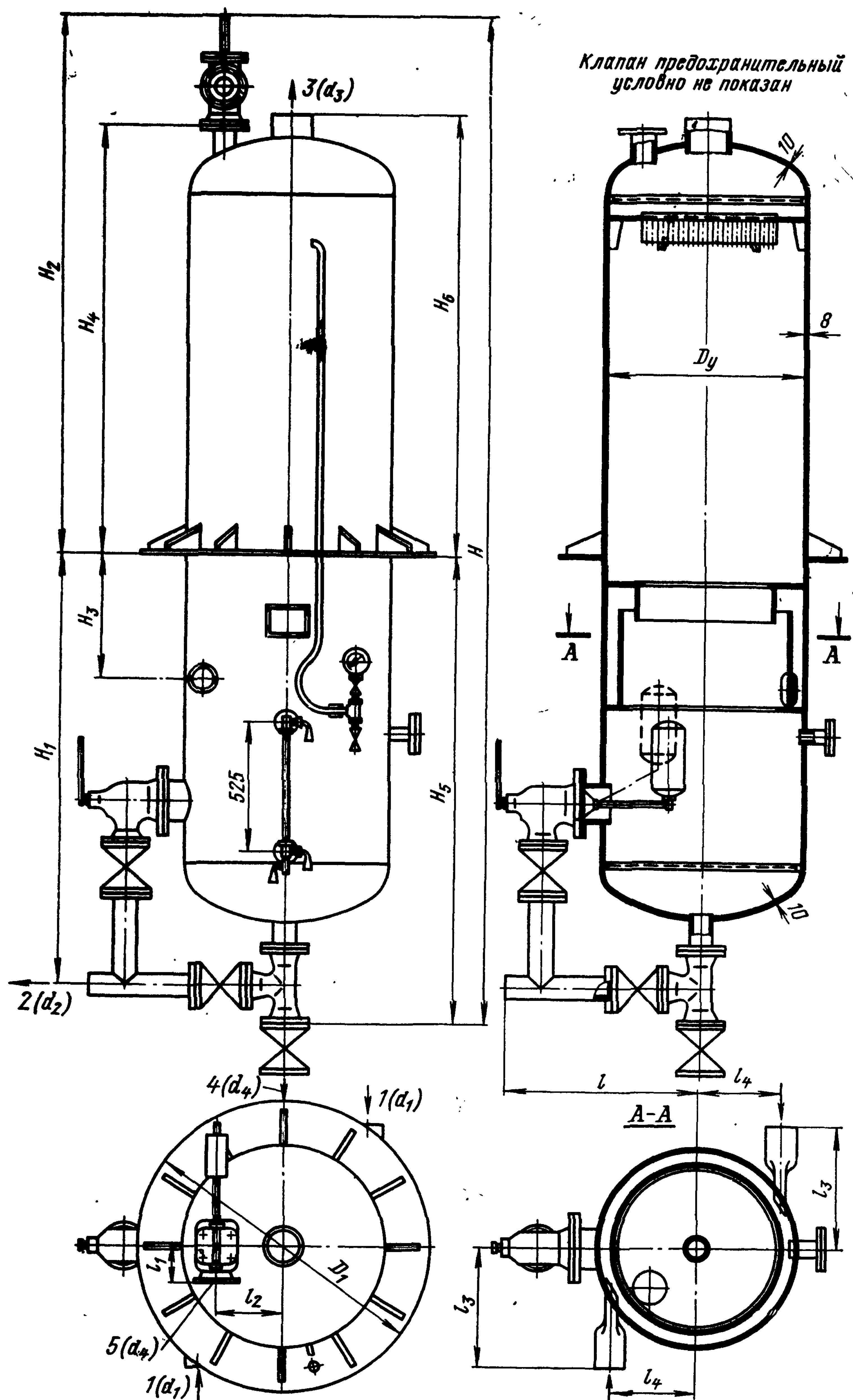


Рис. 7-41. Сепараторы непрерывной продувки СП-0,7 и СП-1,5 (ТКЗ), см. табл. 7-22.
1 — вход продувочной воды; *2* — выход отсепарированной воды; *3* — выход отсепарированного пара; *4* — пуск в дренаж; *5* — предохранительный клапан.

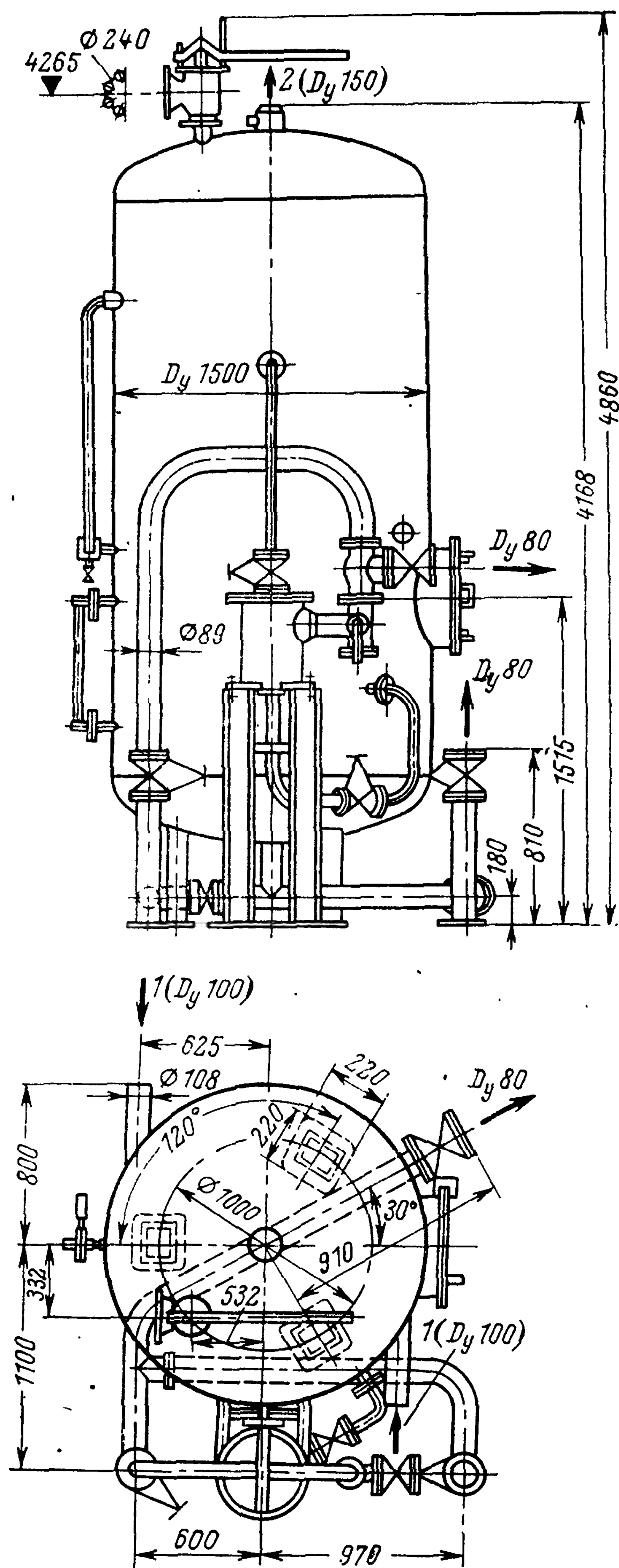


Рис. 7-42. Расширитель непрерывной продувки первой ступени СП-5,5 (ТКЗ).

1 — вход продувочной воды; *2* — выход отсепарированного пара.

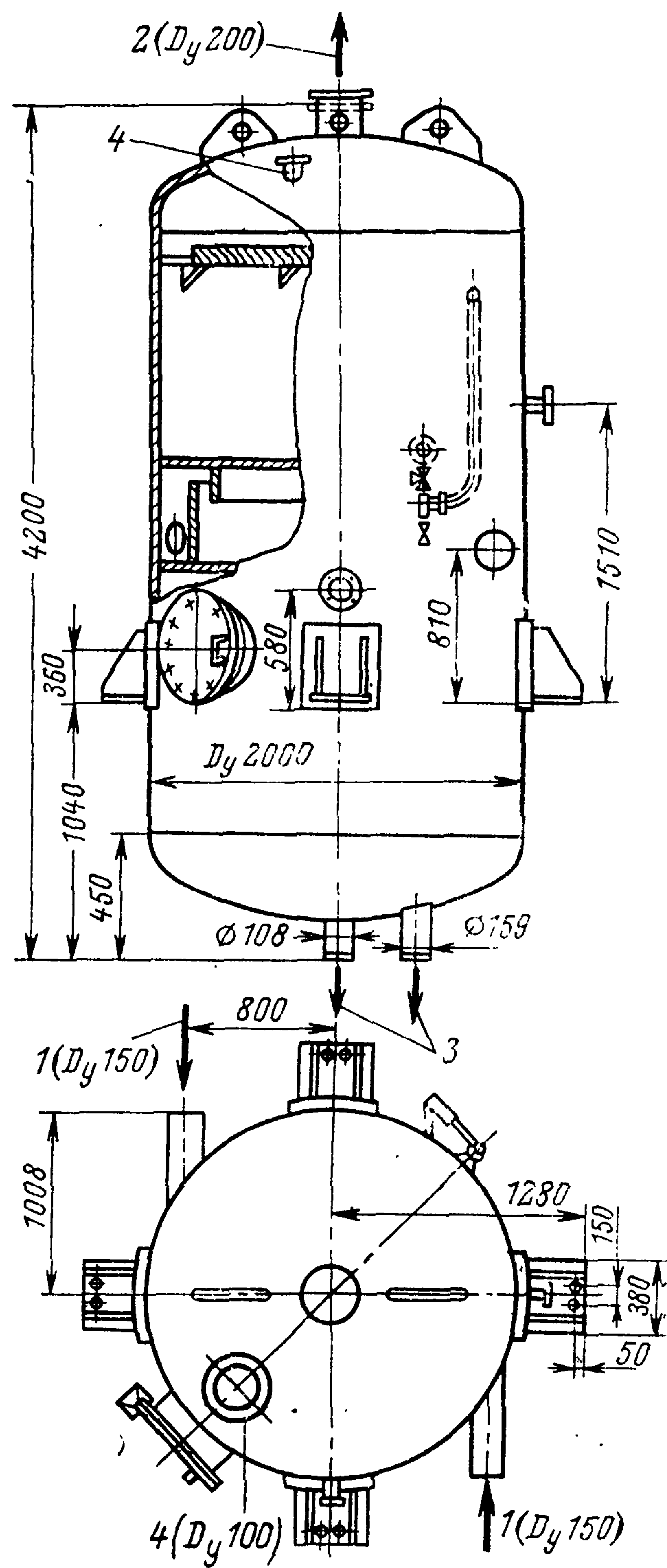


Рис. 7-43. Расширитель непрерывной продувки второй ступени СП-12 (ТКЗ).

1 — вход сепарируемой воды; *2* — выход отсепарированного пара; *3* — выход отсепарированной воды; *4* — штуцер для установки предохранительного клапана.

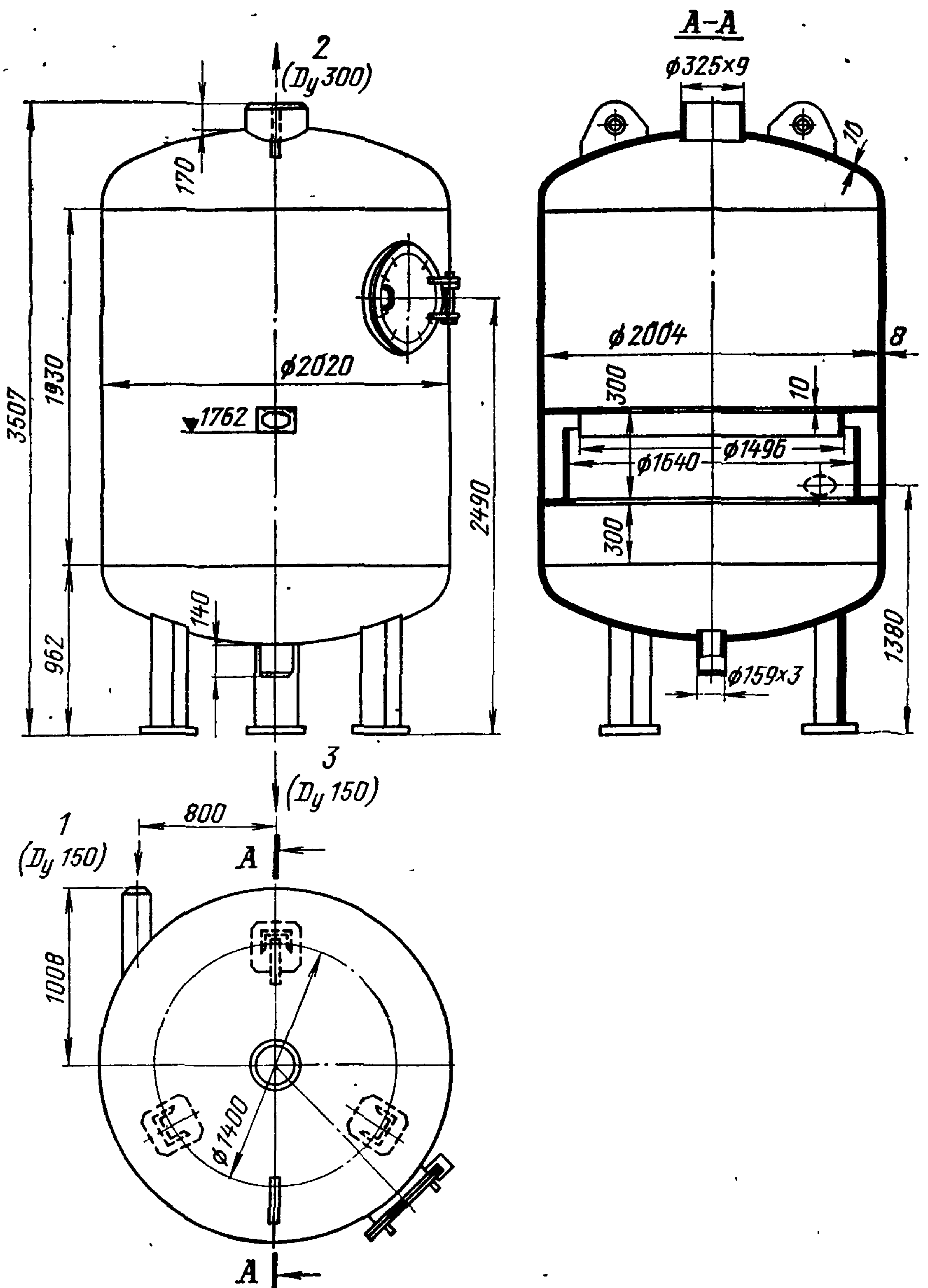


Рис. 7-44. Расширитель периодической продувки СП-7,5 (ТКЗ).

1 — вход продувочной воды; *2* — выход отсепарированного пара; *3* — выход концентрата в дренаж.

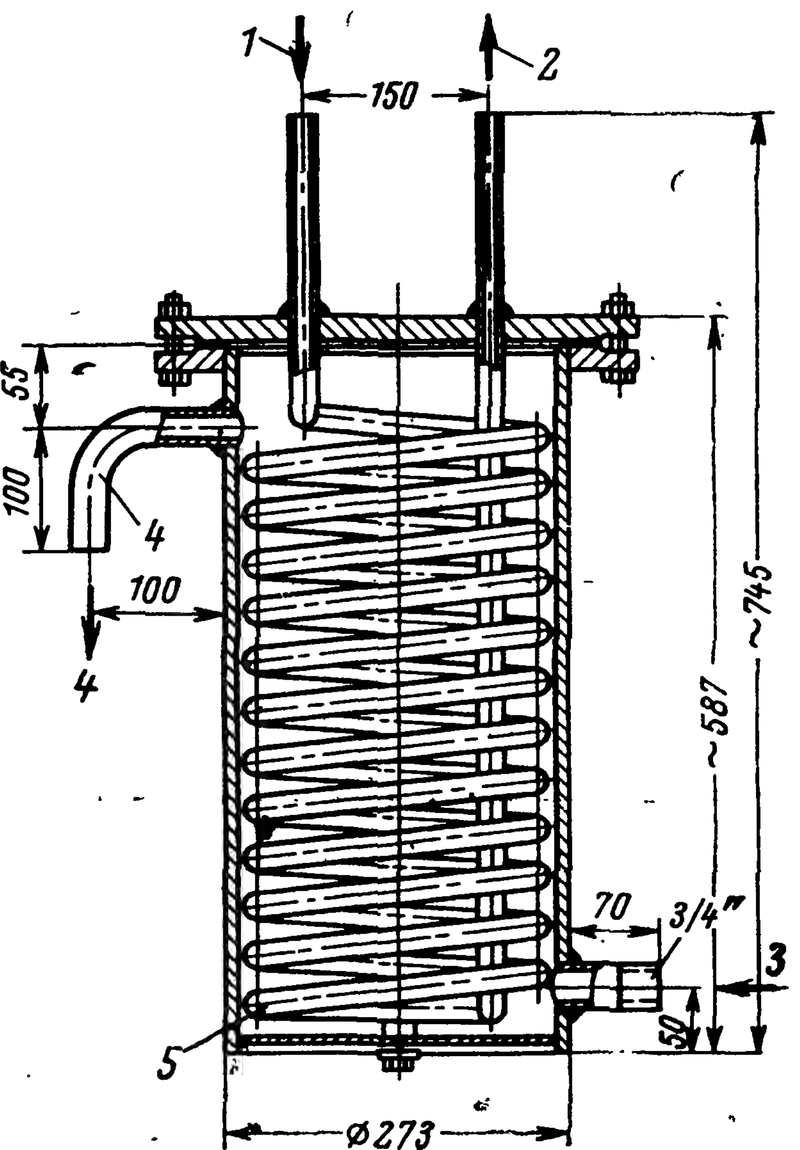


Рис. 7-45. Охладитель отбора проб пара и воды ЗН-249-67 (СЗТМ).

1 — подвод пара или воды; *2* — отвод охлажденной пробы; *3* — вход охлаждающей воды; *4* — спуск охлаждающей воды; *5* — змеевик холодильника из трубы Ø 15 × 2,5 (1Х18Н9Т).

7-8. БЛОЧНЫЕ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

Таблица 7-23

Основные параметры блочных водоподготовительных установок

Завод-изготовитель	Наименование установки	Шифр	№ рисунка	Производительность блока, м³/ч	Строительные габариты, мм	Масса блока, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
СЗТМ	Блочная водоподготовка, Q=5 м³/ч, P=5 кгс/см²	БХ-4340	7-47	5	2750×1300, H=3600	2871	~6	1750	БХ-4340
СЗТМ	То же, Q= 10 м³/ч	БХ-4640	7-47	10	3050×2300 H=3830	3890	~10	2300	БХ-4640
ММЗ	Блочная водоподготовка*, Q=0,4 м³/ч, P=4 кгс/см²	Д-21259 А	7-46	0,4	1070×772, H= ~1980	391	—	500	Д-21259/А
ММЗ	То же, Q=1 м³/ч*	Д-21357/А	7-46	1,0	1070×750, H=2495	456	—	550	Д-21357/А
ММЗ	Блочная водоподготовка с механическим фильтром*, Q=1 м³/ч, P=4 кгс/см²	Д-21866/А	7-48	1,0	2060×825, H=2530	882	—	950	Д-21866/А

* Водоподготовки поставляются с котлами E-0,4/9 и E-1/9.

Таблица 7-24

Габаритные и присоединительные размеры (мм) блочных водоподготовительных установок, к рис. 7-47 (черт. БХ-4340 и БХ-4640)

Производительность, м³/ч	A	$Б$	H	H_1	H_2	H_3	L	L_1	L_2
5	2750	1300	3600	2570	2000	400	177,5	605,5	500
10	3050	2300	3830	2570	2150	400	—	380	750

Производительность, м³/ч	L_3	L_4	L_5	L_6	L_7	D	D_1	D_2	$d_у$	$d_у'$
5	490	700	630	246	500	492	734	273	40	1/2″
10	735	600	880	375	700	734	1038	273	50	1/2″

Таблица 7-25

Габаритные и присоединительные размеры (мм) блочных водоподготовительных установок, к рис. 7-46 (черт. Д-21259/А и Д-21357/А)

Производительность, м³/ч	A	$Б$	H	H_1	H_2	H_3	L_1	L_2	L_3	D_1	D_2	n
0,4	1070	750	1980	1330	615	1067	346	550	460	150	350	10
1,0	1070	750	2495	1500	836	1267	320	550	460	180	350	16

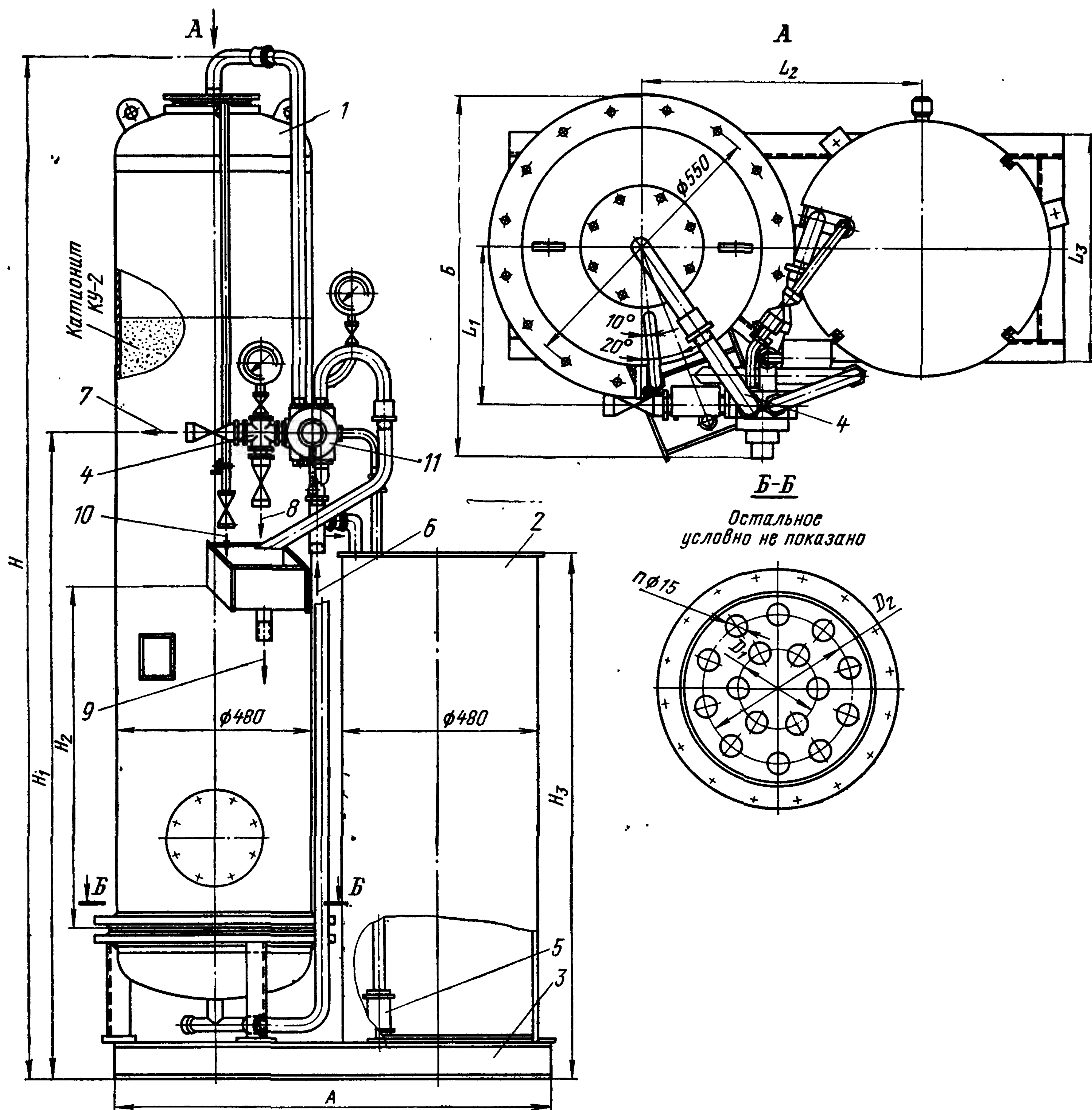


Рис. 7-46. Компоновка оборудования блочных водоподготовительных установок производительностью 0,4 и 1,0 м³/ч (ММЗ), см. табл. 7-25.

1 — натрий-катионитный фильтр; *2* — растворный бак; *3* — рама; *4* — фронт трубопроводов с арматурой; *5* — грязевик; *6* — подвод воды $D_у = 25$; *7* — выход умягченной воды $D_у = 25$; *8* — отбор пробы умягченной воды $D_у = 25$ мм; *9* — дренаж $D_у = 25$ мм; *10* — спуск воздуха $D_у = 15$; *11* — кран многоходовой.

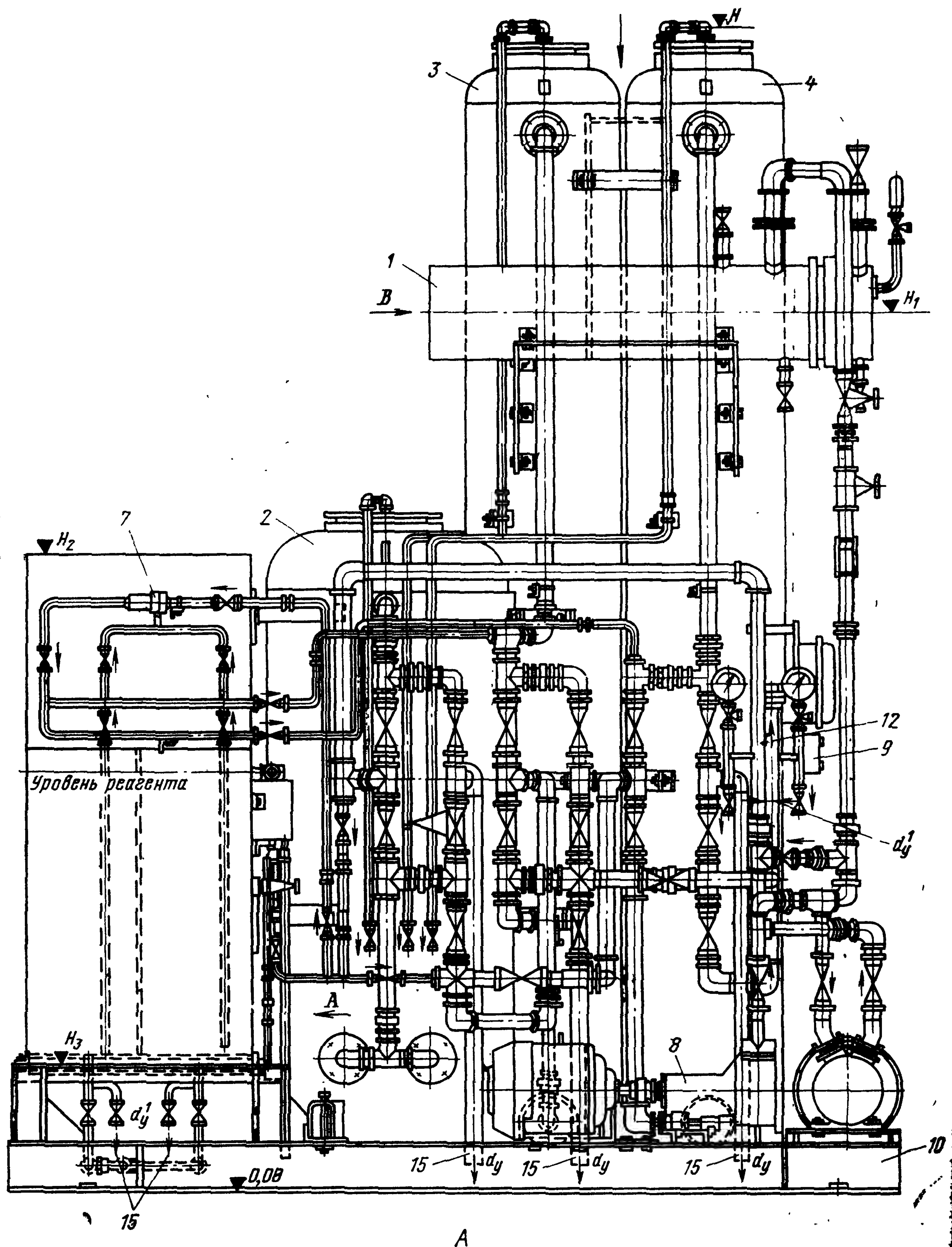
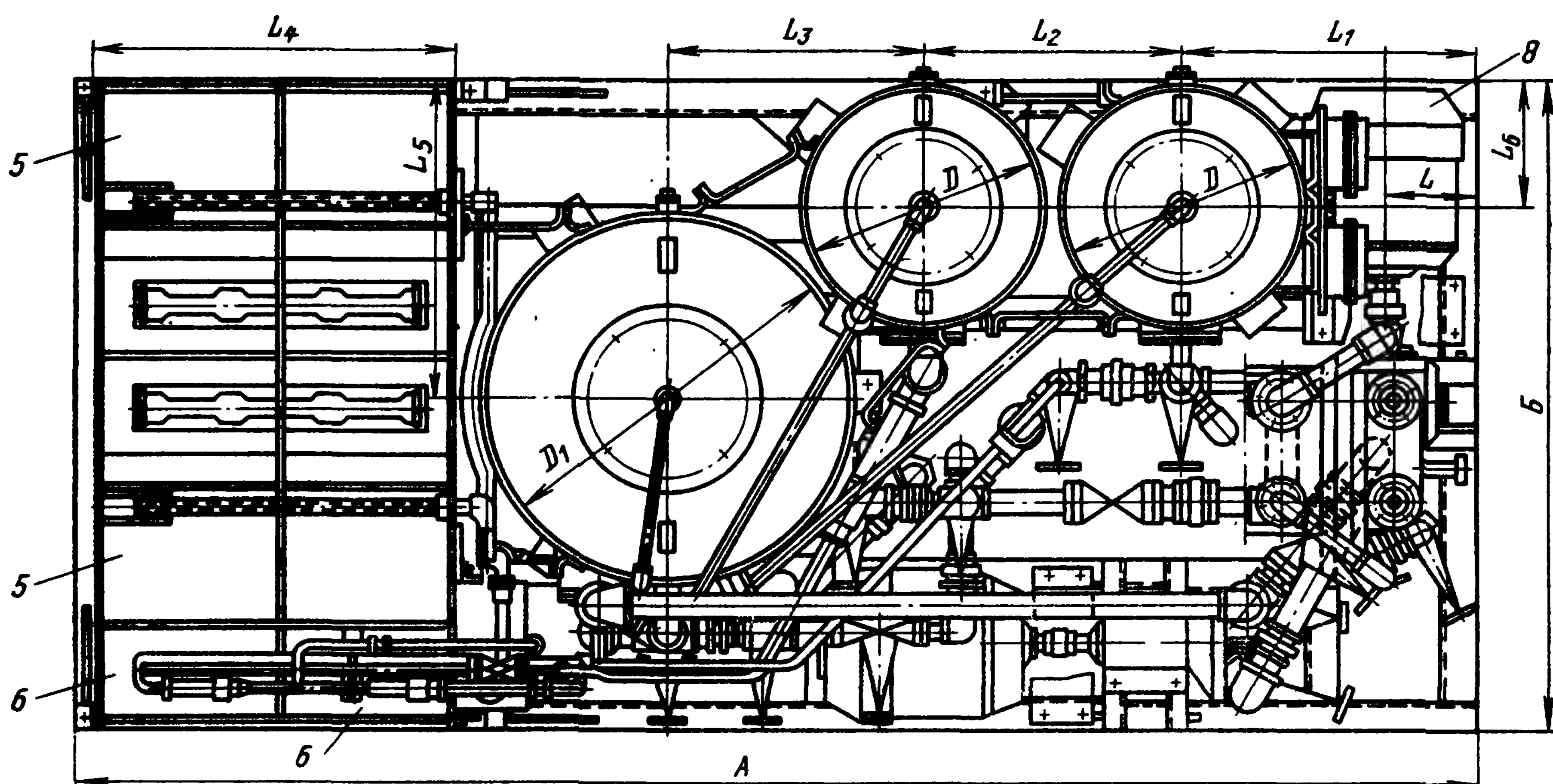
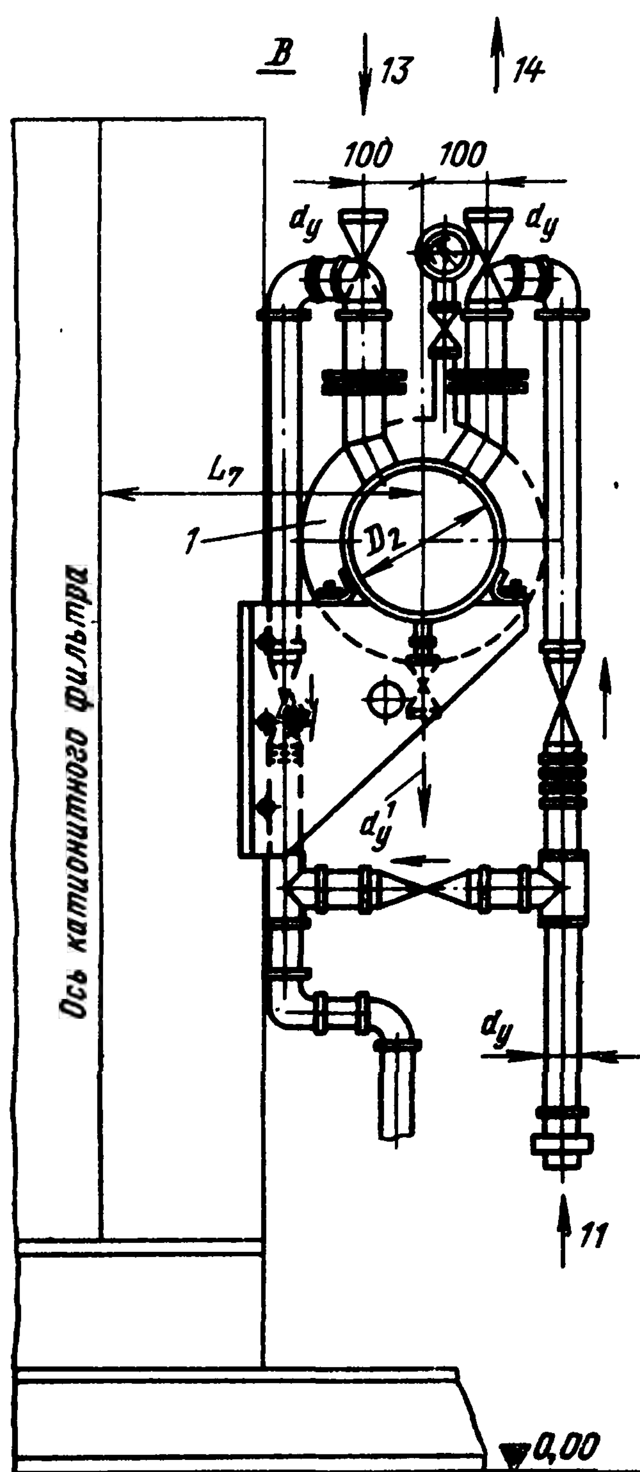
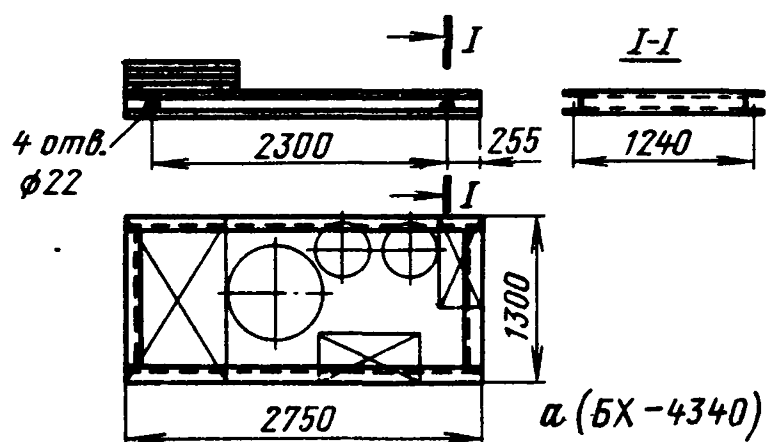


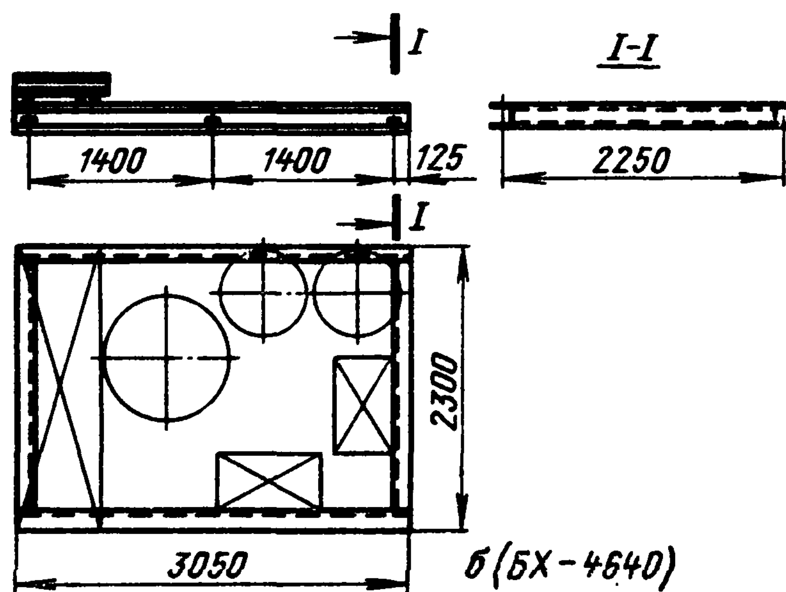
Рис. 7-47. Компоновка блочных водоподготовительных установок производительностью 5 и 10 м³/ч (СЗТМ), см. табл. 7-24.

1 — теплообменник; *2* — механический фильтр; *3* — катионитный фильтр первой ступени; *4* — катионитный фильтр второй ступени; *5* — баки-склады для реагентов; *6* — мерники для растворов реагентов; *7* — гидроэлеватор (эжектор); *8* — центробежные насосы с электродвигателями; *9* — магнитные пускатели и кнопки управления электродвигателями; *10* — фундаментная рама: *11* — вход обрабатываемой воды; *12* — выход обработанной воды; *13* — вход греющей воды; *14* — выход греющей воды; *15* — дренажи.


L4
L3
L2
L1
8
5
L5
D
D
L6
L
D1
Б
5
6
6
А


В
13
14
100
100
dy
dy
L7
1
D2
dy1
dy
11
Ось катионитного фильтра
0,00


I
I-I
4 отв.
ф22
2300
255
1240
I
1300
2750
а (БХ-4340)


I
I-I
1400
1400
125
2250
I
2300
3050
б (БХ-4640)

Б

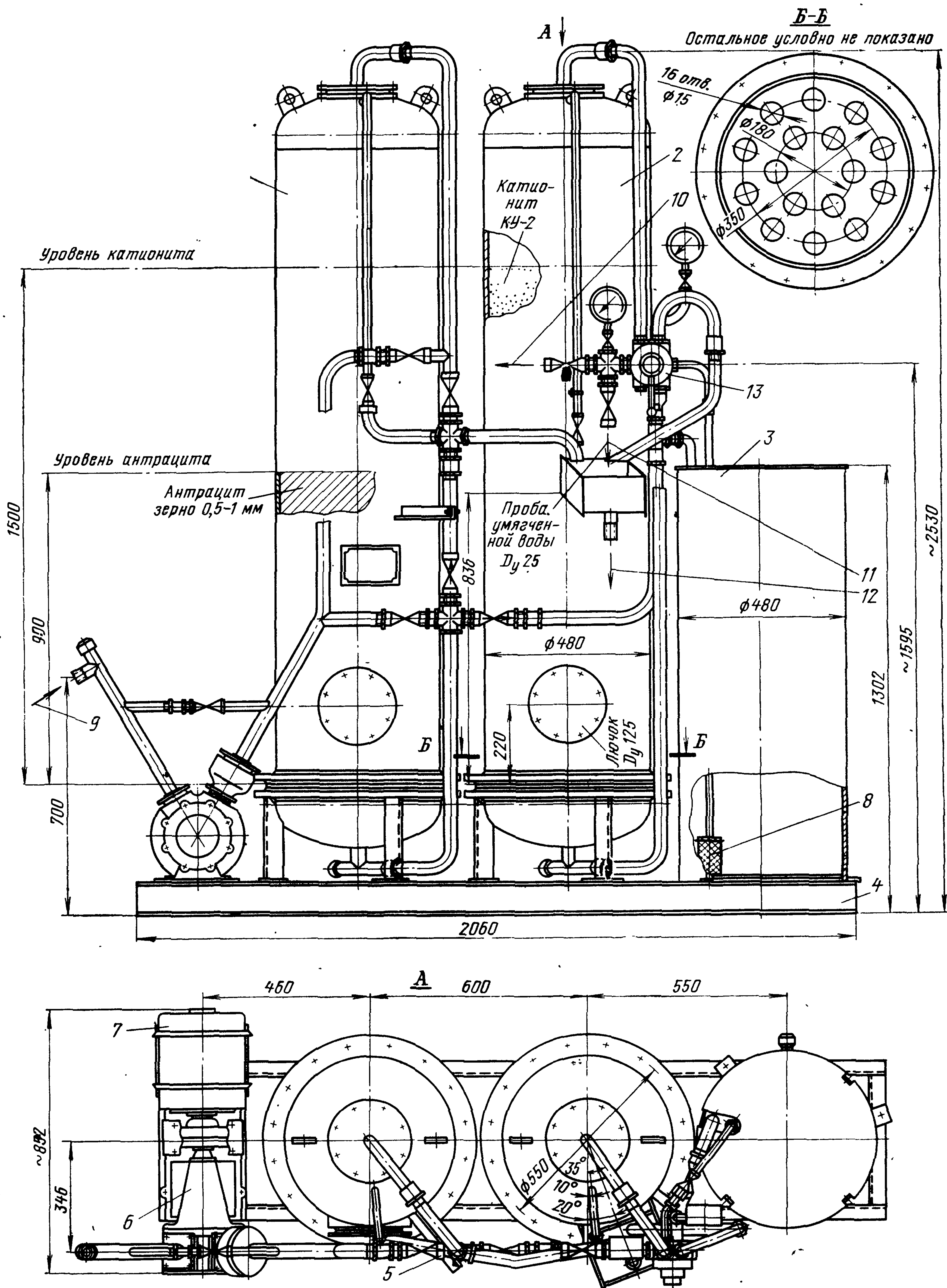


Рис. 7-48. Компоновка оборудования блочной водоподготовительной установки с осветлительным фильтром производительностью 1,0 м³/ч (ММЗ).

1 — осветлительный (механический) фильтр; *2* — натрий-катионитный фильтр; *3* — бак регенерационного раствора; *4* — рама; *5* — фронт трубопроводов с арматурой; *6* — насос вихревой; *7* — электродвигатель; *8* — грязевик; *9* — подвод воды $D_y = 25$; *10* — выход умягченной воды $D_y = 25$; *11* — отбор пробы умягченной воды; *12* — дренаж; *13* — кран многоходовой.

7-9. НАСОСЫ-ДОЗАТОРЫ ЗАВОДА «РИГАХИММАШ»

Насосы-дозаторы применяются в водоподготовке котельных для дозировки реагентов: известкового молока, растворов коагулянта (сернокислого алюминия, сернокислого или хлорного железа), флокулянта (ПАА и др.), хлорной извести, едкого натра, нитрата или фосфата натрия, аммиака и крепкой серной кислоты (не менее 70% по массе). Завод «Ригахиммаш» выпускает насосы-дозаторы серий НД, НД0,5Р и НД0,5Э, предназначенные для дозировки растворов, эмульсий и суспензий с содержанием твердой фазы до 10% по массе и с температурой жидкости до 200°С.

Гарантированная высота всасывания до 3 м вод. ст. при максимальной длине хода плунжера.

Область применения насосов определяется стойкостью стали Х18Н9Т, из которой изготавливается гидравлическая часть насоса, и стойкостью материала устройств, уплотняющих плунжер.

В *конструкции насосов-дозаторов* отсутствует предохранительный клапан, его роль выполняет контактный манометр (поставляется комплектно с насосом и устанавливается на напорной линии), дающий импульс на отключение электродвигателя при превышении давления.

Насосы-дозаторы серии НД — одноплунжерные горизонтальные простого действия, с индивидуальным электродвигателем и червячным одноступенчатым редуктором, с регулировкой количества дозируемой жидкости (подачи) вручную при остановленном электродвигателе — приведены на рис. 7-49 (табл. 7-26).

Насосы-дозаторы серии НД могут быть использованы как при ручном управлении и при постоянной (неизменной) подаче, так и при импульсном автоматическом управлении (например, пропорционально изменяемому расходу основного потока, в который дозируется реагент).

При необходимости частого изменения подачи останавливать электродвигатель и вручную изменять ход поршня неудобно, в этих случаях следует применять насосы-дозаторы серии НД0,5Р, которые позволяют вести регулировку подачи вручную на ходу электродвигателя или насосы-дозаторы типа НД0,5Э, которые позволяют изменять подачу автоматически и дистанционно на ходу электродвигателя.

Насосы-дозаторы типов НД-100/63, НД-13/100 до НД-16/400, т. е. насосы, создающие давление в нагнетательном патрубке 63 кгс/см^2 и выше, используются для дозировки реагентов в котлы (фосфатирование, дозировка гидразина и т. п.). Насосы-дозаторы типа НД, развивающие давление 10—16 кгс/см^2, используются в водоподогревательных установках для дозировки реагентов в схемах коагуляции и известкования, для дозировки реагентов в обработанную воду (нитратов, аммиака, сульфата и т. п.), а также при регенерации ионитных фильтров для дозировки крепкой кислоты или щелочи (регенерационный раствор нужной концентрации приготовляется непосредственно в трубопроводе перед фильтром).

Если количество кислоты, необходимое для регенерации, превышает максимальную производительность насоса, устанавливаются 2 или 3 насоса типа НД, работающие параллельно (например, при регенерации противоточного водород-катионитного фильтра раствором нарастающей концентрации — 1, 3 и 6%).

Технические характеристики насосов-дозаторов приведены: серии НД — в табл. 7-26 и 7-27, серии НД0,5Р — в табл. 7-28 и серии НД0,5Э — в табл. 7-29.

Таблица 7-26

Техническая характеристика насосов-дозаторов типа НД (регулирование подачи вручную при остановленном электродвигателе) завода „Ригахиммаш“, к рис. 7-49

Характеристика насоса	Марка насоса										
	НД16/400	НД25/250	НД40/160	НД63/100	НД100/63	НД400/16	НД630/10	НД1000/10	НД1600/10	НД2500/10	НД100/250
Подача номинальная, л/ч	16	25	40	63	100	400	630	1000	1600	2500	100
Давление нагнетания, кгс/см²	400	250	160	100	63	16	10	10	10	10	250
Диапазон регулирования, л/ч:											
минимальный	4	6	10	16	2	100	160	250	400	600	25
максимальный	16	25	40	63	100	400	630	1000	1600	2500	100
Диаметр плунжера, мм	8	10	12	16	20	40	50	60	80	100	20
Число ходов плунжера, ход/мин	100										
Условный проход присоединительных патрубков, мм	10					25		32	32	40	10
Электродвигатель:											
тип	ВАО-21-4; ВЗГ АО2-21-4*, Ф2/ВЗ*							ВЛО-31-4; ВЗГ АО2-31-4; Ф2/83	ВАО-32-4; ВЗГ; М3О2 АО2-32-4; М3О2		
мощность, кВт; напряжение, В	1,1; 220/380							2,2; 220/380	3,0; 220/380		
число оборотов в минуту	1500 (синхронно)							1500	1500		
Масса с электродвигателем серии ВАО (ВЗГ), кг	109	108	108	109	109	116	120	150	239	245	200
Масса с электродвигателем серии АО2, кг	96	95	95	96	96	103	107	132	221	227	182
Цена с электродвигателем серии ВАО (ВЗГ)**, руб.	335					360	370	430	550	660	485
Цена с электродвигателем серии АО2**, руб.	230					250	260	322	438	543	353

* Изготавливается по спецзаказу.
** Цена условная.

Примечание. При заказе насосов оговаривается среда, в которой они должны работать.

Таблица 7-27

Габаритные и установочные размеры (мм) насосов-дозаторов серии НД завода „Ригахиммаш“, к рис. 7-49

Размеры, мм	НД16/400	НД25/250	НД40/160	НД63/100	НД160/63	НД400/16	НД630/10	НД1000/10	НД1600/10	НД2500/10	НД100/250
Длина L	775	775	775	780	800	803	803	840	965	970	912
Ширина b	280							302	350		350
Высота H	677							726	840		840
l_1	18							22,5	20		—
l_2	100							93,5	117		—
l_3	342							345	415		—
l_4	732	732	732	737	757	745	750	761	870	900	—
l_5	100	100	100	105	115	102	105	110	132	137	—
b_1	67,5							89	72,5		—
b_2	30							31	50		—
b_3	125							125	180		—
h_1	144	146	128	132	136	240	242	278	278	334	—
h_2	145							145	190		—
h_3	188	115	115	115	115	140	150	155	190	215	—
d	18										
d_1	Труба 10×1										
d_2	Труба 16×3		Труба 14×2		Труба 32×3,5			Труба 38×3		Труба 45×2,5	Труба 14×2

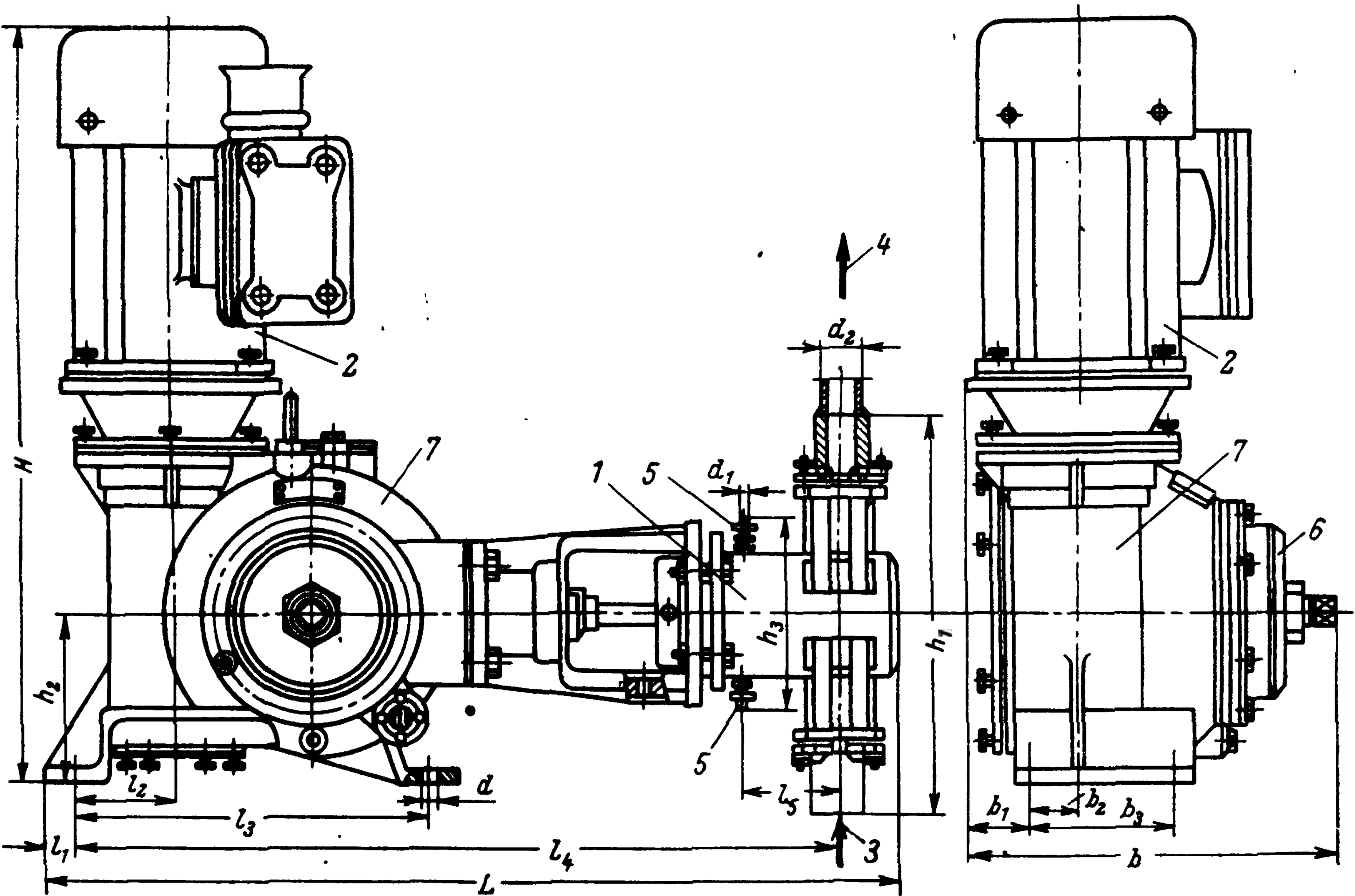


Рис. 7-49. Насос-дозатор серии НД с регулировкой хода вручную при остановленном электродвигателе (завод „Ригахиммаш“).

1 — насос плунжерный; *2* — электродвигатель; *3* — всасывание; *4* — нагнетание; *5* — подвод и отвод воды для промывки плунжера; *6* — шкала для настройки величины хода плунжера; *7* — редуктор.

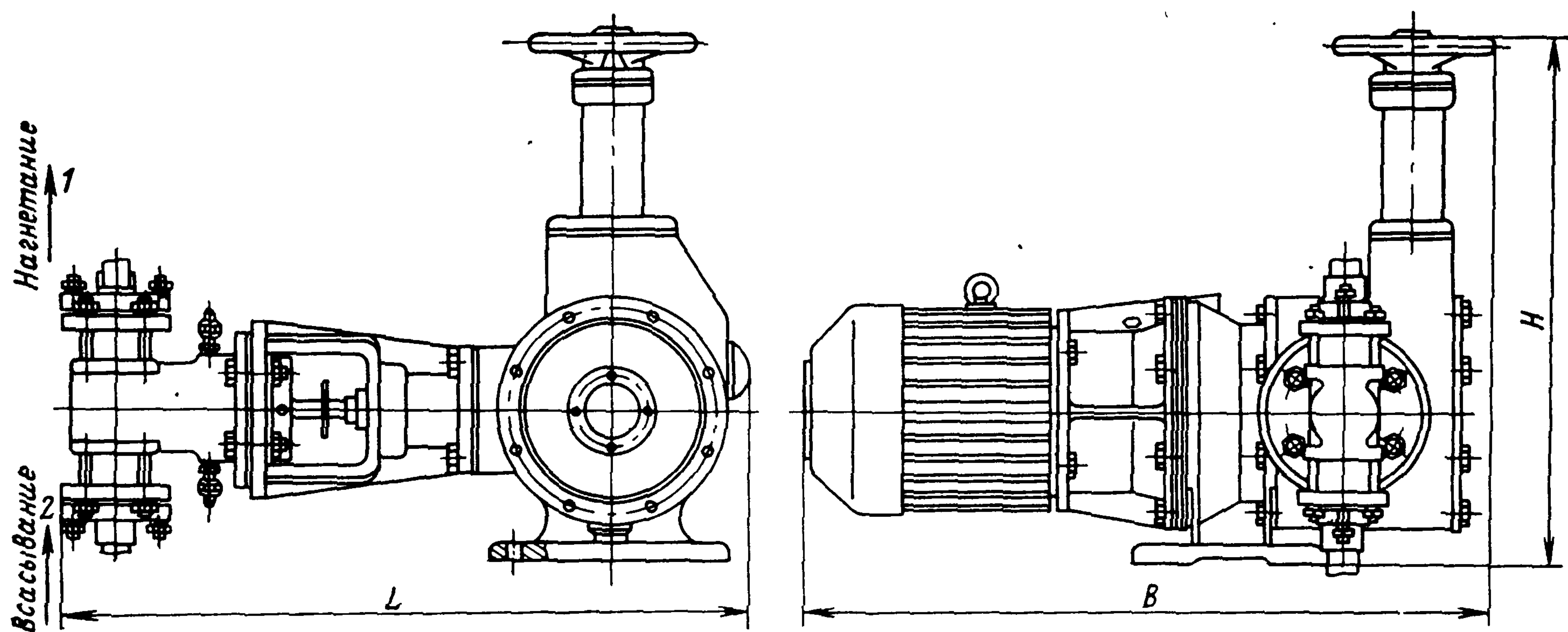


Рис. 7-50. Насос-дозатор серии НД0,5Р с регулировкой подачи вручную на ходу электродвигателя (завод „Ригахиммаш"), см. табл. 7-28.

1 — всасывание; 2 — нагнетание.

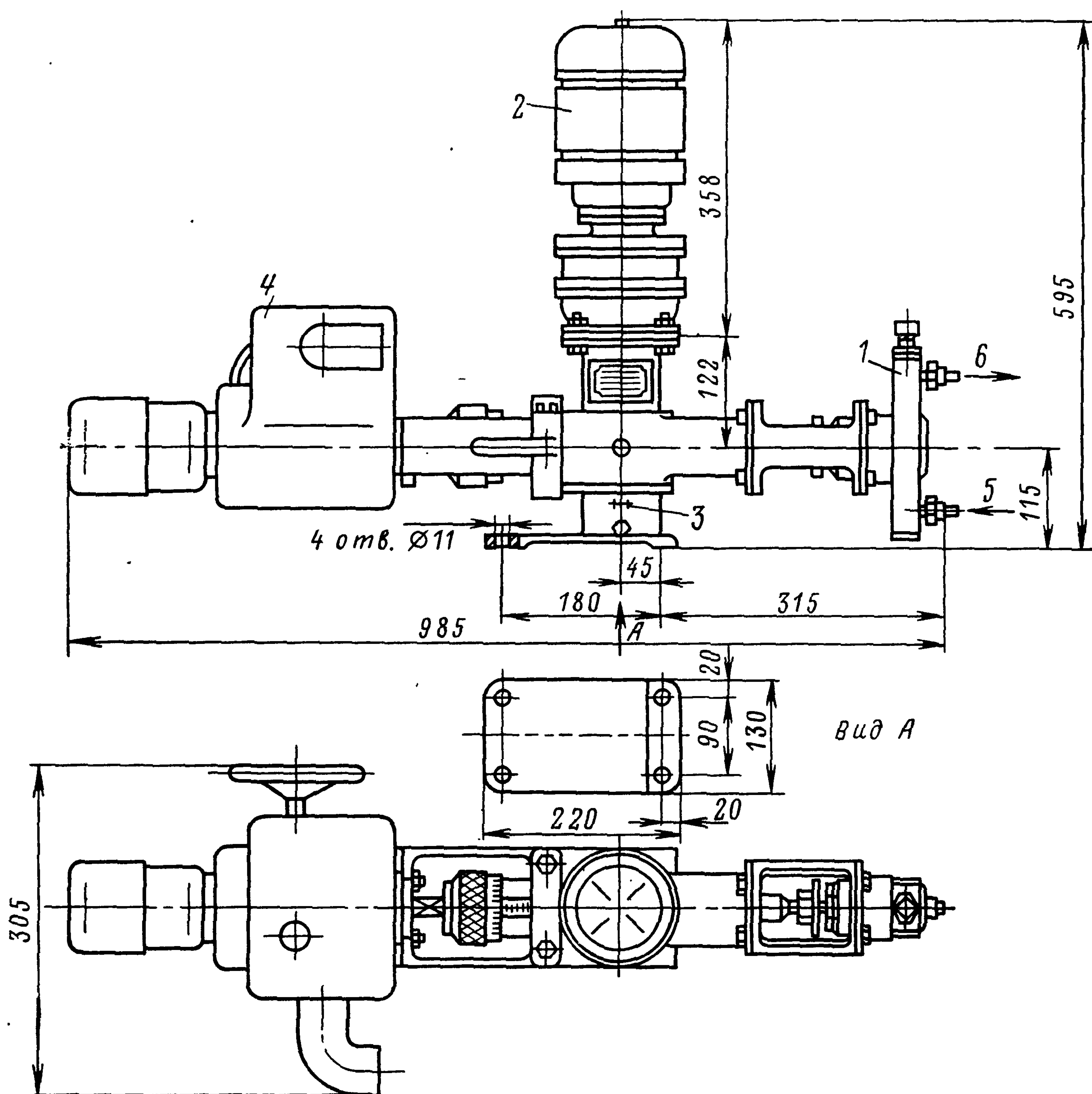


Рис. 7-51. Насос-дозатор серии НД0,5Э с регулировкой вручную, автоматически и дистанционно на ходу (завод „Ригахиммаш").

1 — гидроцилиндр; 2 — электродвигатель-редуктор; 3 — механизм регулирования длины хода; 4 — электрический исполнительный механизм; 5 — всасывающий патрубок; 6 — нагнетательный патрубок.

Таблица 7-28

Техническая характеристика насосов-дозаторов серии НД 0,5Р (с регулировкой подачи вручную на ходу электродвигателя) завода „Ригахиммаш", к рис. 7-50

Характеристика насоса	НД0,5Р 2,5/400	НД0,5Р 10/100	НД0,5Р 16/63	НД0,5Р 25/40	НД0,5Р 40/25	НД0,5Р 63/16	НД0,5Р 100/10
Подача номинальная, л/ч	2,5	10	16	25	40	63	100
Давление нагнетания, кгс/см²	400	100	63	40	25	16	10
Диапазон регулирования, л/ч:							
минимальный	0,6	2,5	4	6	10	16	25
максимальный	2,5	10	16	25	40	63	100
Диаметр плунжера, мм	5	12	16	20	25	32	40
Габариты, мм:							
длина *L*	555	555	555	555	555	555	555
ширина *B*	200						
высота *H*	230	230	240	240	245	250	256
Электродвигатель:							
тип	ВАО-071-4; ВЗГ АОЛ-21-4						
мощность, кВт	0,27						
Масса, кг	42	42	42	42	43	43	43
Цена с электродвигателем ВАО, руб.	420	420	420	420	420	420	420
Цена с электродвигателем серии АОЛ, руб.	340	340	340	340	340	340	340

Таблица 7-29

Техническая характеристика насосов-дозаторов серии НД 0,5Э (с регулировкой вручную, автоматически или дистанционно на ходу) завода „Ригахиммаш", к рис. 7-51

Характеристика насоса	НД0,5Э 2,5/400	НД0,5Э 10/100	НД0,5Э 16/63	НД0,5Э 25/40	НД0,5Э 40/25	НД0,5Э 63/16	НД0,5Э 100/10
Подача номинальная, л/ч	2,5	10	16	25	40	63	100
Давление нагнетания, кгс/см²	400	100	63	40	25	16	10
Диапазон регулирования, л/ч:							
минимальный	0,6	2,5	4	6	10	16	25
максимальный	2,5	10,0	16	25	40	63	100
Диаметр плунжера, мм	5	10	12	14	20	25	30
Электродвигатель:							
тип	АОЛ-21-4						
мощность, кВт	0,27						
Масса, кг	55						
Цена, руб.	584						

7-10. ОБОРУДОВАНИЕ РАЗЛИЧНОГО НАЗНАЧЕНИЯ

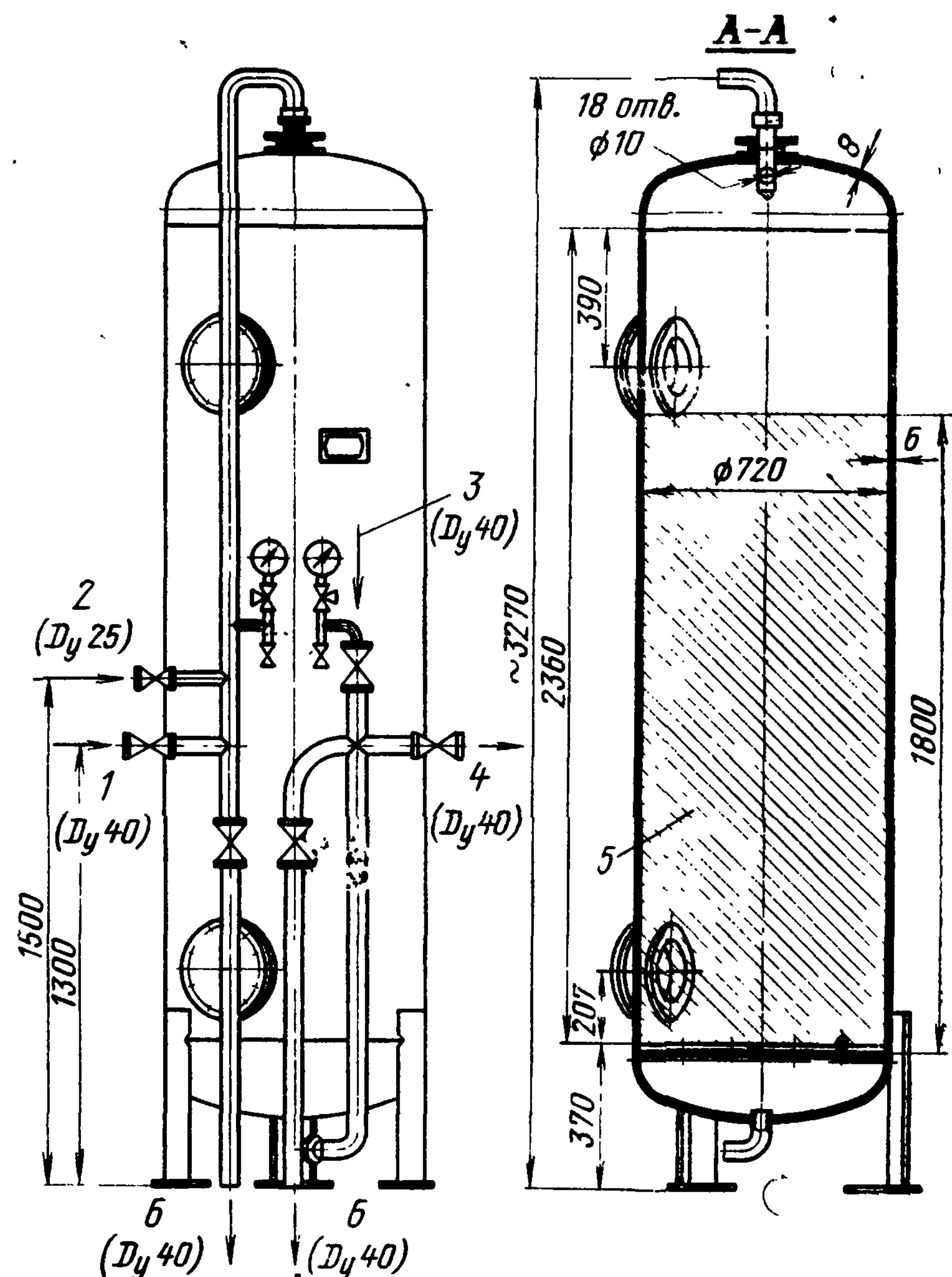
Таблица 7-30

Основные параметры оборудования различного назначения

Завод-изготовитель	Наименование оборудования	Шифр	№ рисунка	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса аппарата, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб.	№ чертежа общего вида
СЗТМ	Фильтр натрий-катионитный	ФИПа-0,7-6	7-52	700	~3300	509	~2,0	190	В-7086/п
Прилукский завод строительных машин	Известегасилка производительностью 2 т/ч	СМ-1247	7-53	960	$L = 2800$; $B = 1050$; Н = 1560	790	—	400	—
Дегтярский филиал завода «Уралхиммаш»	Аппарат гашения извести производительностью 25 т/сут по CaO	—	7-54	1000	$L = 5320$; $B = 2000$; $H = 1900$	2672	—	—	
ТКЗ	Мешалка механическая для известкового молока, $V = 8$ м³, $N = 2{,}8$ кВт (опытная)	ММ-8	7-55	2000	$H = 4180$	2620	10,62	—	
ТКЗ	То же, $V = 16$ м³, $N = 4$ кВт	ММ-16	7-55	2600	$H = 4720$	4000	20,0	—	
ТКЗ	То же, $V = 25$ м³, $N = 10$ кВт	ММ-25	7-55	3000	$H = 5325$	6110	31,11	—	
ТКЗ	То же, $V = 40$ м³, $N = 13$ кВт	ММ-40	7-55	3400	$H = 6270$	8020	48,02	—	
СЗТМ	Солерастворитель, $D_у = 450$	—	7-56	480×7	$H = 1792$	156	0,5	84	В-7075/с
СЗТМ	То же, $D_у = 600$	—	7-57	630×8	$H = 1640$	342	1,2	150	К-188810/с
СЗТМ	То же, $D_у = 1000$	—	7-58	1020×10	$H = 1855$	758	3,0	280	К-181899/А
ТКЗ	Бак (опытный) хранения серной кислоты и щелочи с подогревом, $V = 16$ м³, $P = 8$ кгс/см² и вакуум	—	7-59	2000	$L = 5700$	4365 без подогревателя	28,0		
ТКЗ	То же, $V = 32$ м³	—	7-59	2600	$L = 6494$	8615 без подогревателя	56,0		
ТКЗ	То же, $V = 40$ м³	—	7-59	2600	—	~10 000 без подогревателя	~65		
ТКЗ	Подогреватель к баку, $V = 16$ м³; $F = 7{,}2$ м², $P = 6$ кгс/см²	—	7-60	—	—	243	~0,3		
ТКЗ	То же, $F = 11$ м²	—	7-60	—	—	340	~0,4		
ТКЗ	То же, $F = 14{,}4$ м²	—	7-60	—	—	406	~0,5		

Рис.7-52. Фильтр натрий-катионитный диаметром 700 мм (СЗТМ).

1 — подвод обрабатываемой воды; 2 — подвод регенерационного раствора; 3 — подвод промывочной воды; 4 — выход обработанной воды; 5 — сульфоуголь крупный фракции 0,5—1,2 мм (или катионит КУ-2); 6 — сброс в дренаж.



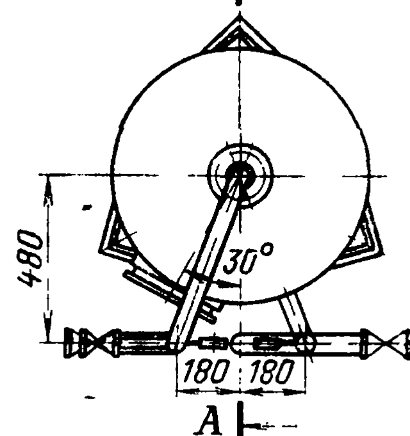
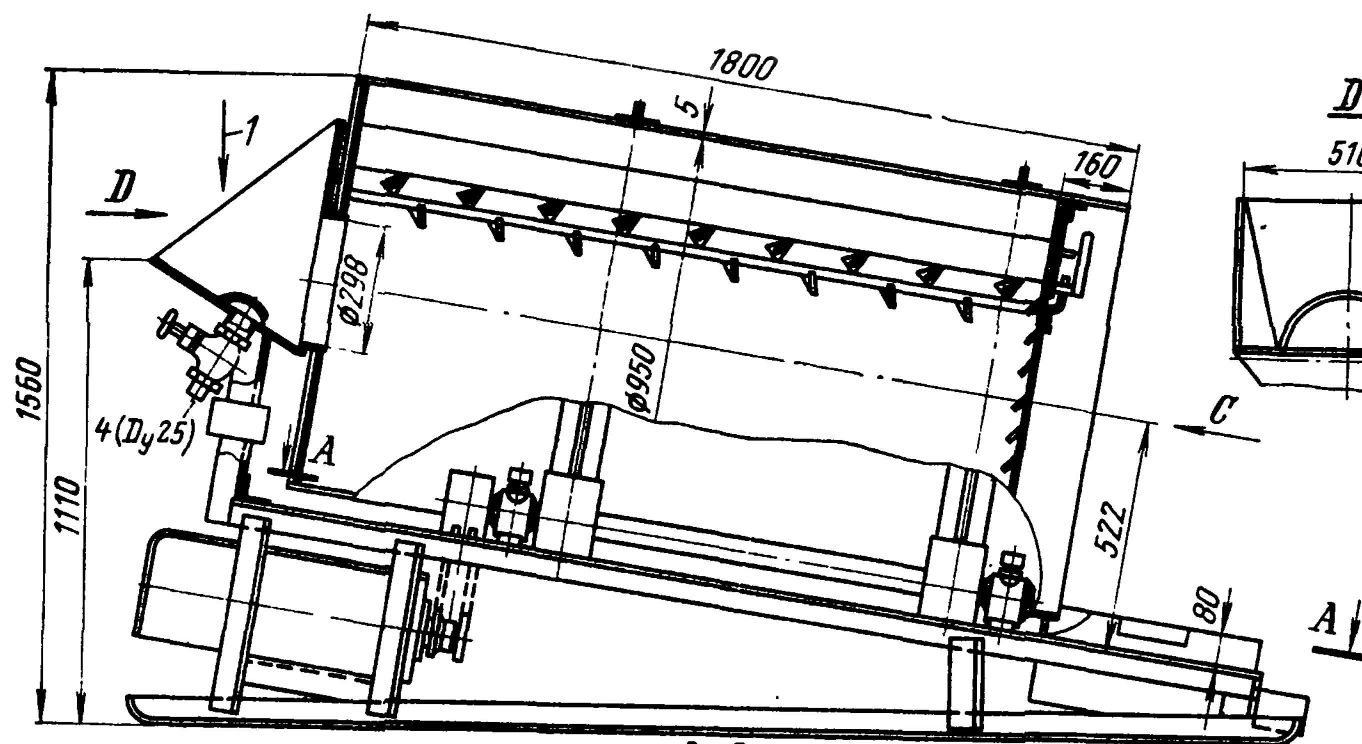
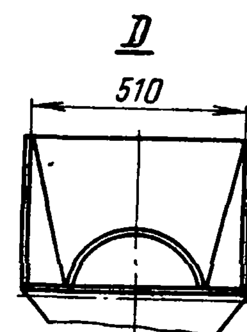
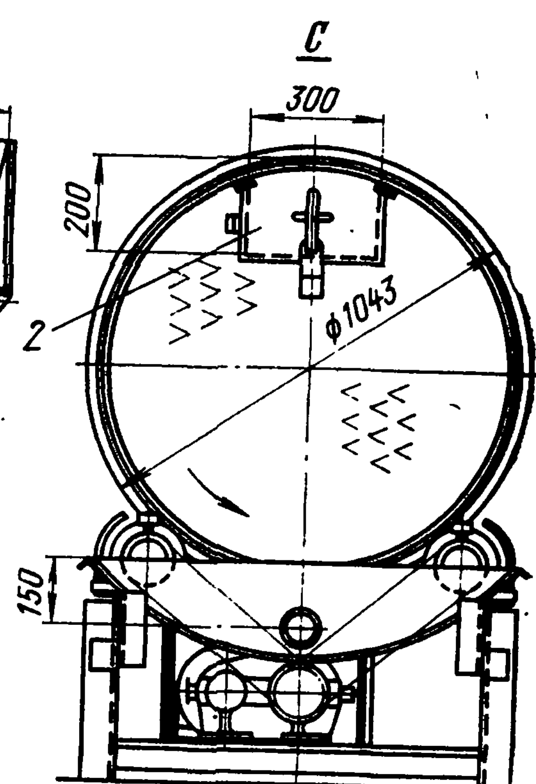


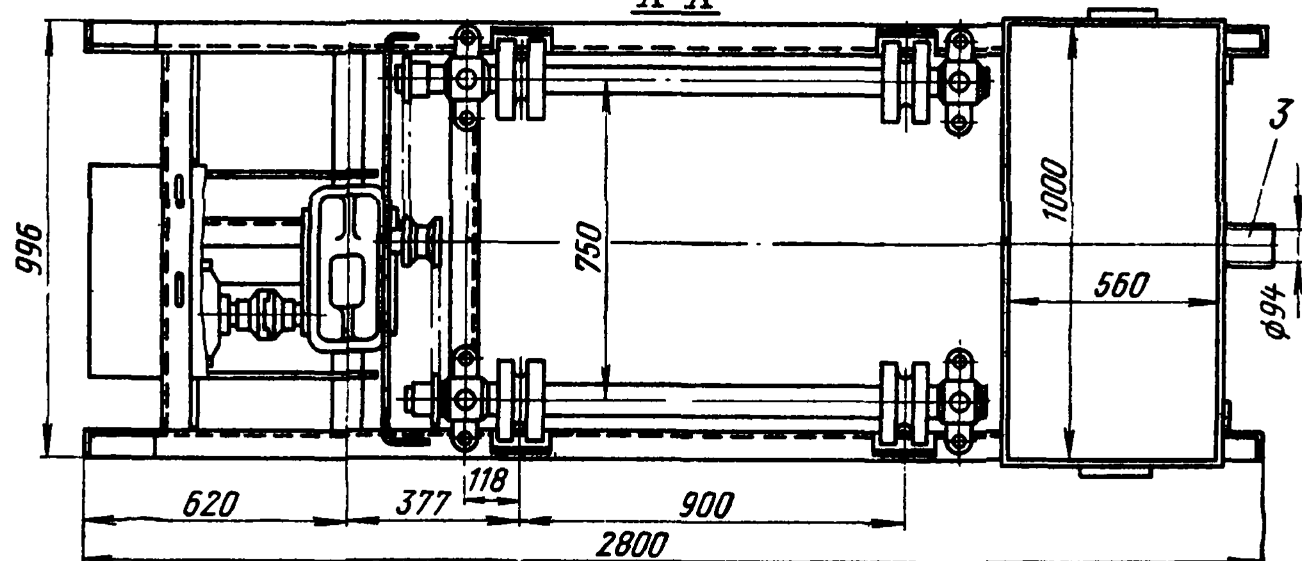
Рис. 7-53. Известегасилка СМ-1247 производительностью 2 т/ч (Прилукский завод строительных машин).

1 — загрузка извести (через решетку в подстраиваемом загрузочном бункере), 2 — люк для выгрузки недопала; 3 — патрубок для отвода известкового молока; 4 — подвод воды для гашения извести.









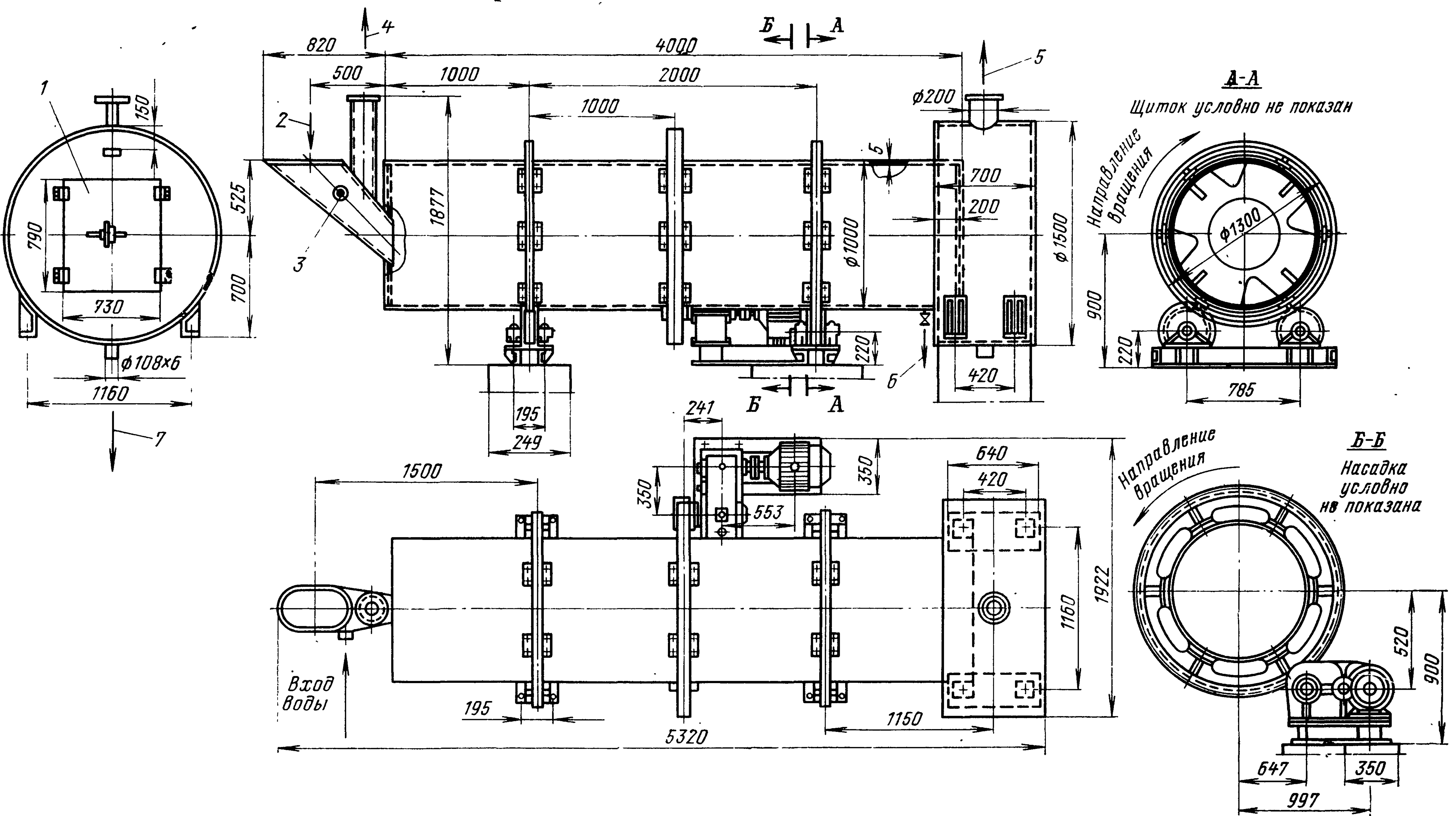


Рис. 7-54. Аппарат для гашения извести диаметром 1000 мм, производительностью 25 т/сут CaO.

1 — люк для выгрузки недопала; *2* — загрузка извести (через решетку в подстраиваемом загрузочном бункере); *3* — подвод воды для гашения извести; *4* — выход газов и известковой пыли; *5* — удаление газов из гасильного барабана; *6* — выход известкового молока; *7* — спуск.

Таблица 7-31

Габариты и присоединительные размеры (мм) механических мешалок известкового молока (опытных) ТКЗ, к рис. 7-55

V, м³	$D_в$	H	H_1	H_2	D	L	S	h	d	d_1	d_2	d_3	d_4	d_5	d_6	h_1
8	2000	4180	3740	663	2080	1200	8	1200	50	50	25	100	20	80	20	2410
16	2608	4720	4280	663	2690	1800	8	1400	80	80	32	100	20	100	20	2810
25	3004	5325	4765	560	3080	2100	10	—	100	100	50	100	20	125	20	3200
40	3428	6270	5734	804	3450	2400	—	2250	125	125	50	100	20	125	20	3800

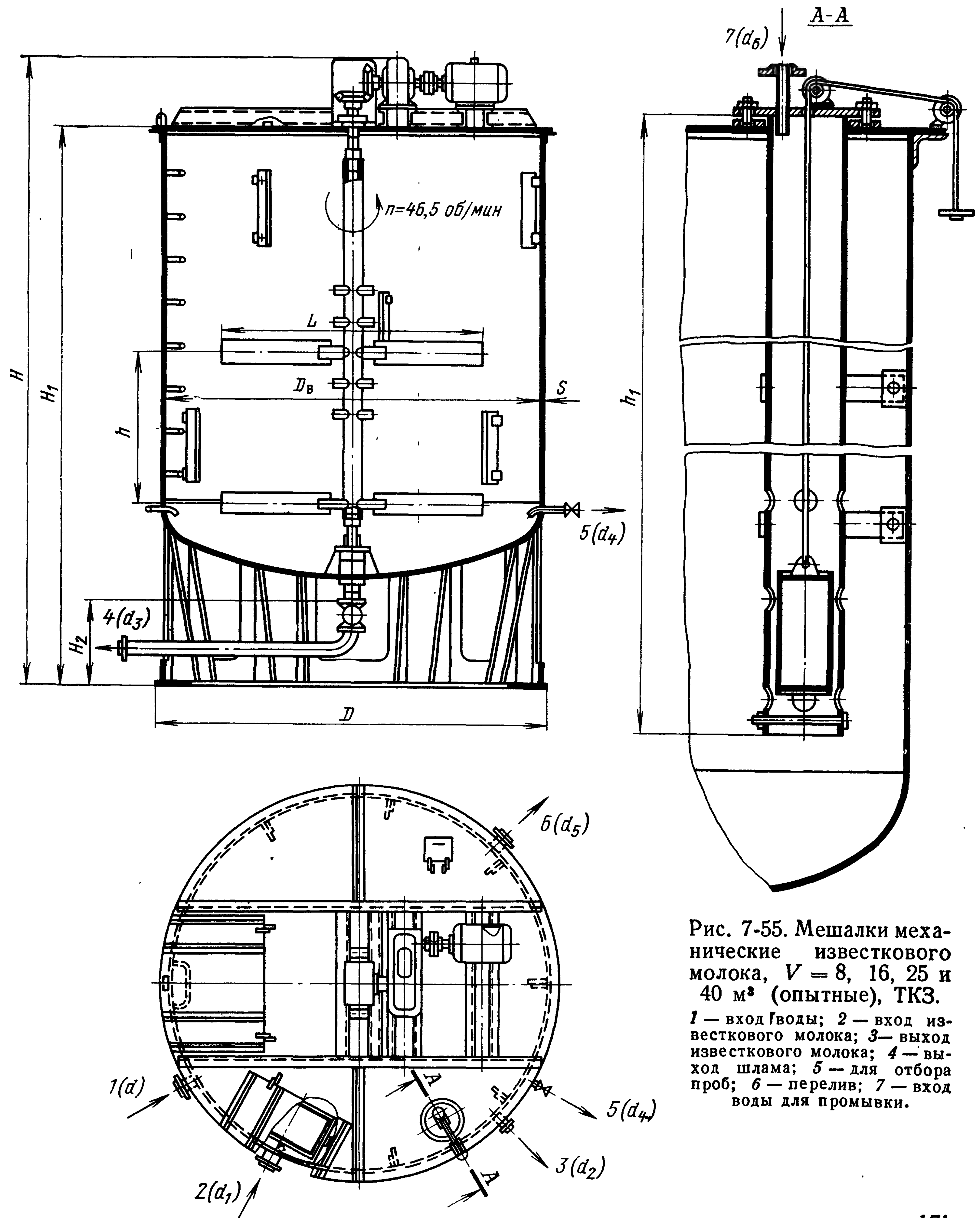
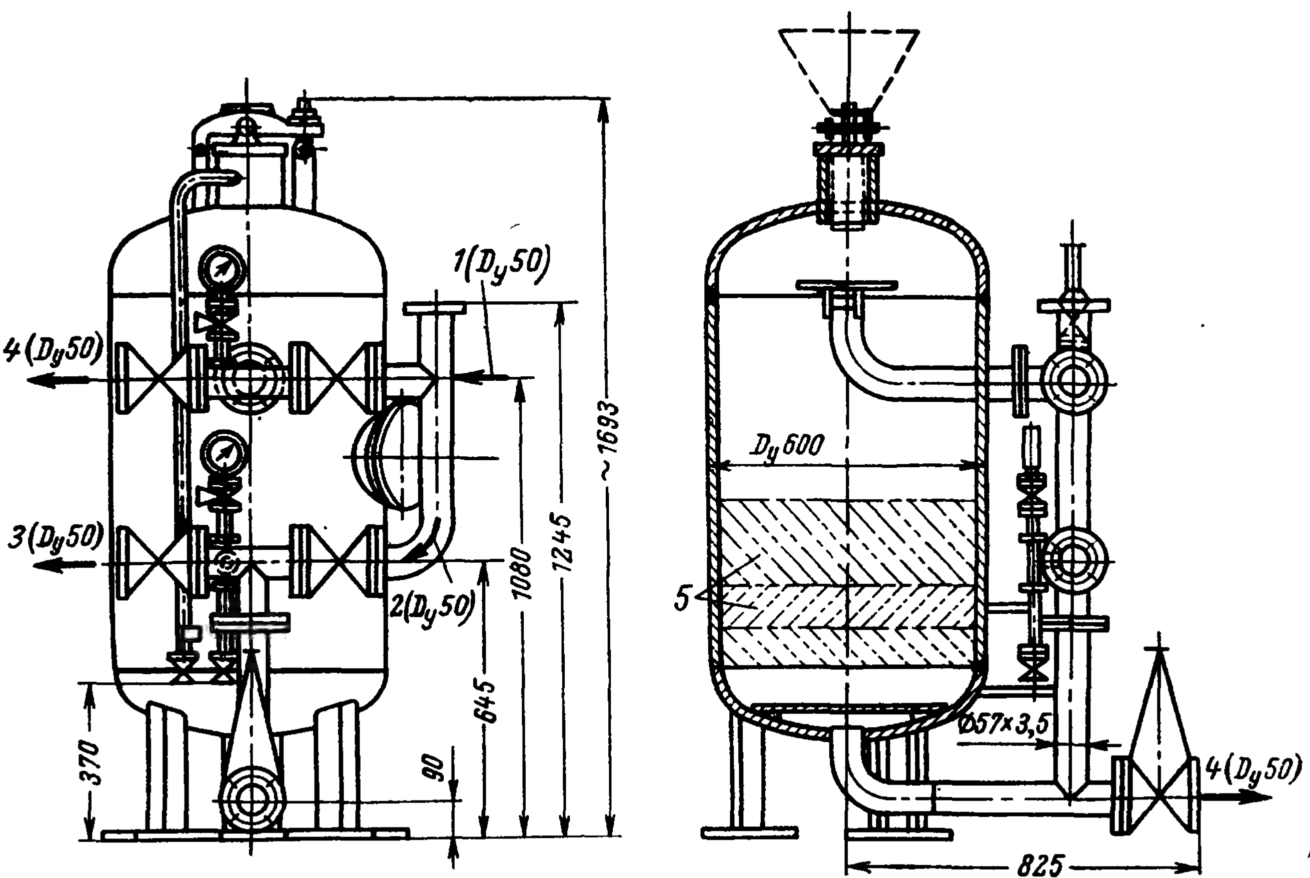


Рис. 7-55. Мешалки механические известкового молока, $V = 8$, 16, 25 и 40 м³ (опытные), ТКЗ.

1 — вход воды; *2* — вход известкового молока; *3* — выход известкового молока; *4* — выход шлама; *5* — для отбора проб; *6* — перелив; *7* — вход воды для промывки.

Рис. 7-56. Солерастворитель реагентов $D_у$ = 450 мм (СЗТМ).

1 — вход воды для растворения соли; *2* — вход воды для промывки; *3* — выход раствора соли; *4* — дренаж; *5* — спуск воздуха; *6* — фильтрующий материал.



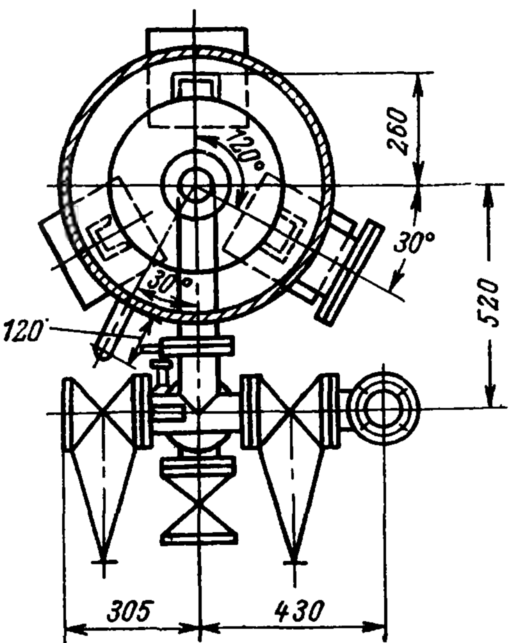
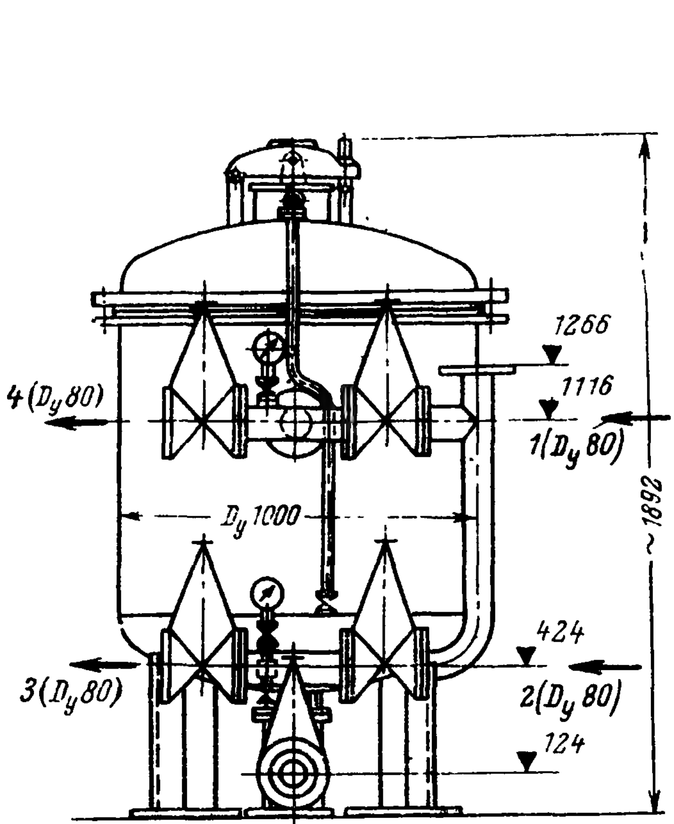
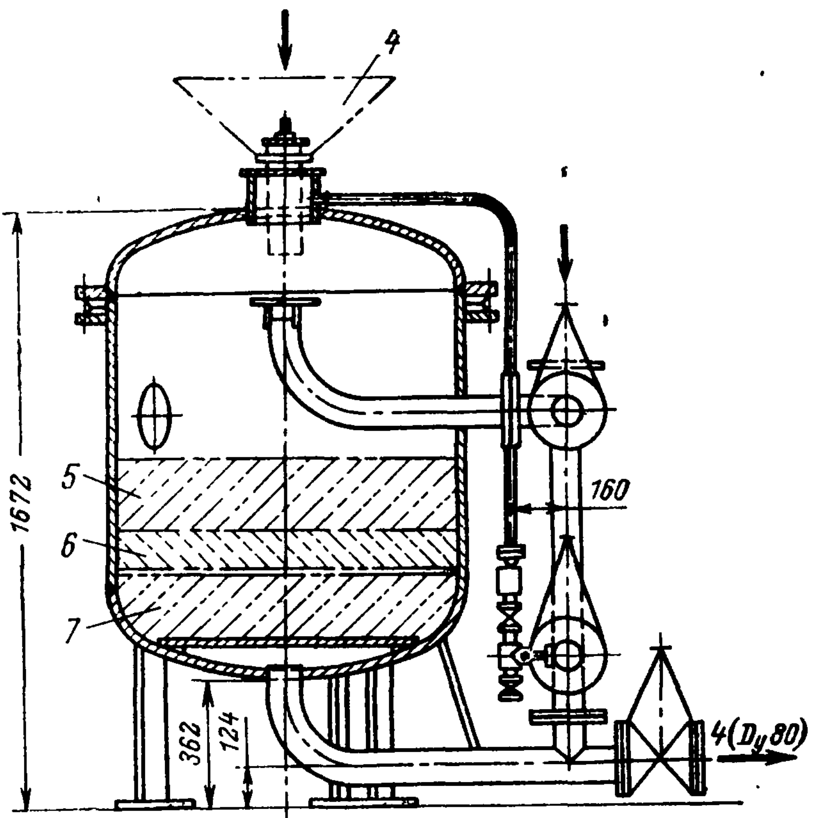


Рис. 7-57. Солерастворитель реагентов $D_у = 600$ мм (СЗТМ).

1 — вход воды для растворения соли; *2* — вход промывочной воды; *3* — выход раствора соли; *4* — дренаж; *5* — фильтрующий материал.





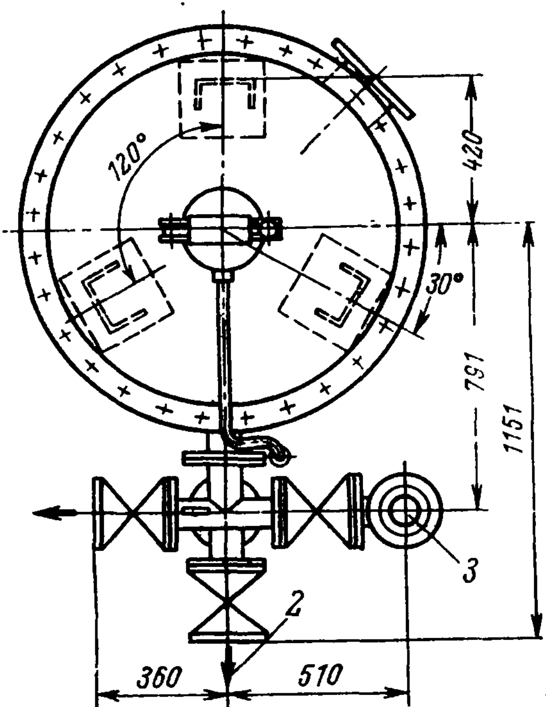
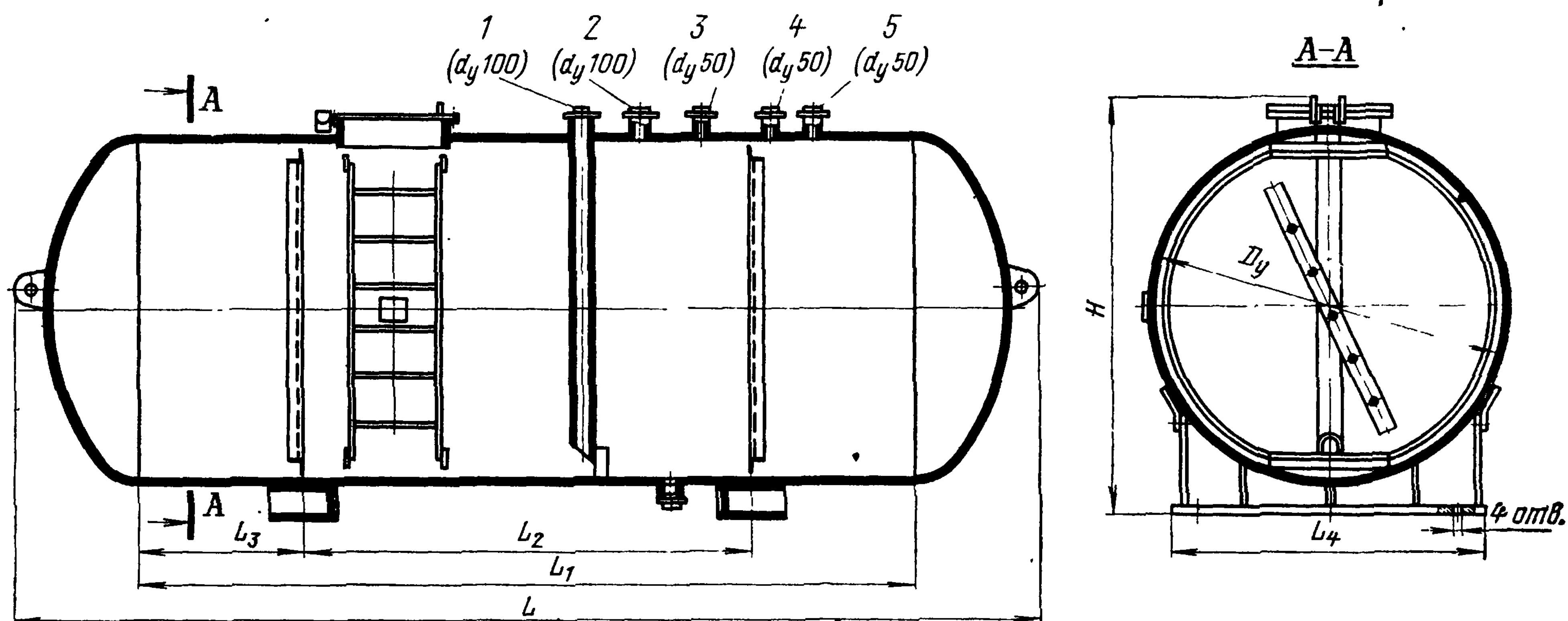


Рис. 7-58. Солерастворитель реагентов $D_у = 1000$ мм (СЗТМ).

1 — вход воды для растворения соли; *2* — вход промывочной воды; *3* — выход раствора соли; *4* — дренаж; *5* — фильтрующий материал; *6* и *7* — подстилочные слои.



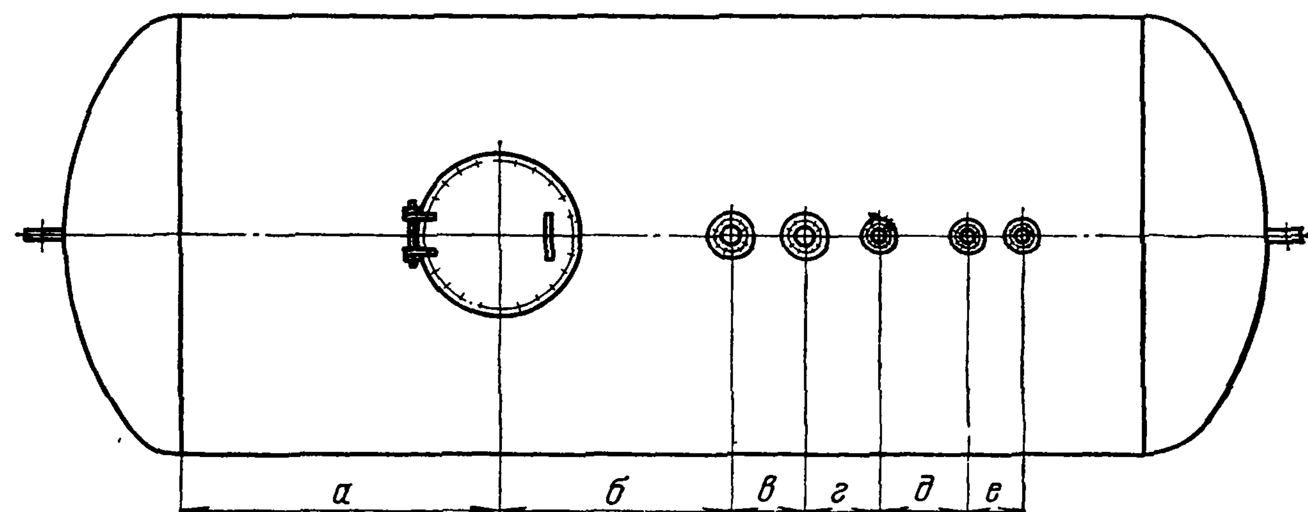
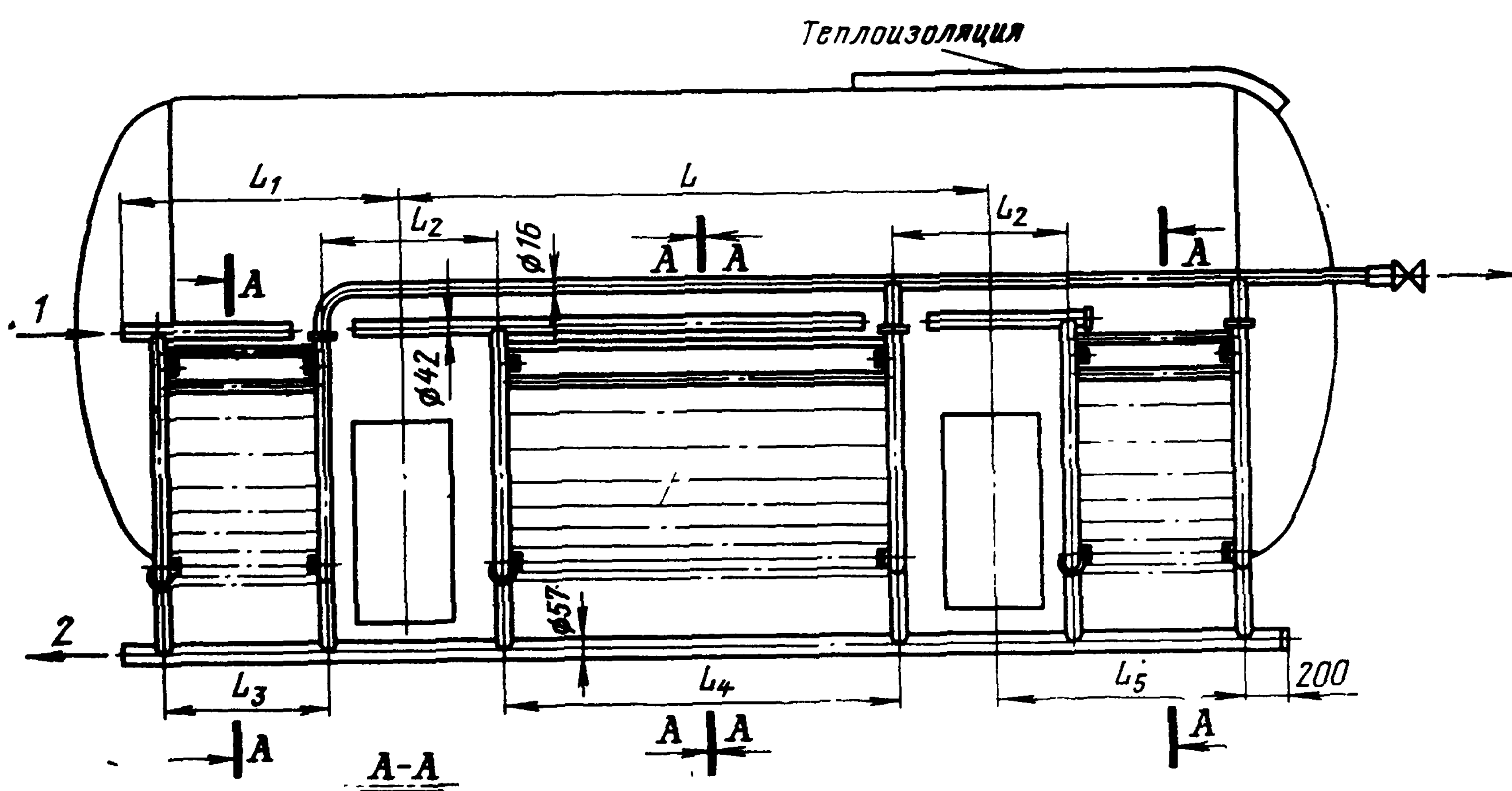


Рис. 7-59. Баки (опытные) для хранения серной кислоты и щелочи, $V = 16$, 32 и 40 м³ с подогревом (ТКЗ).

1 — подвод и выход реагента; 2 — подвод вакуумной линии и сжатого воздуха; 3 — штуцер для мановакуумметра; 4 — воздушник; 5 — штуцер для уровнемера.



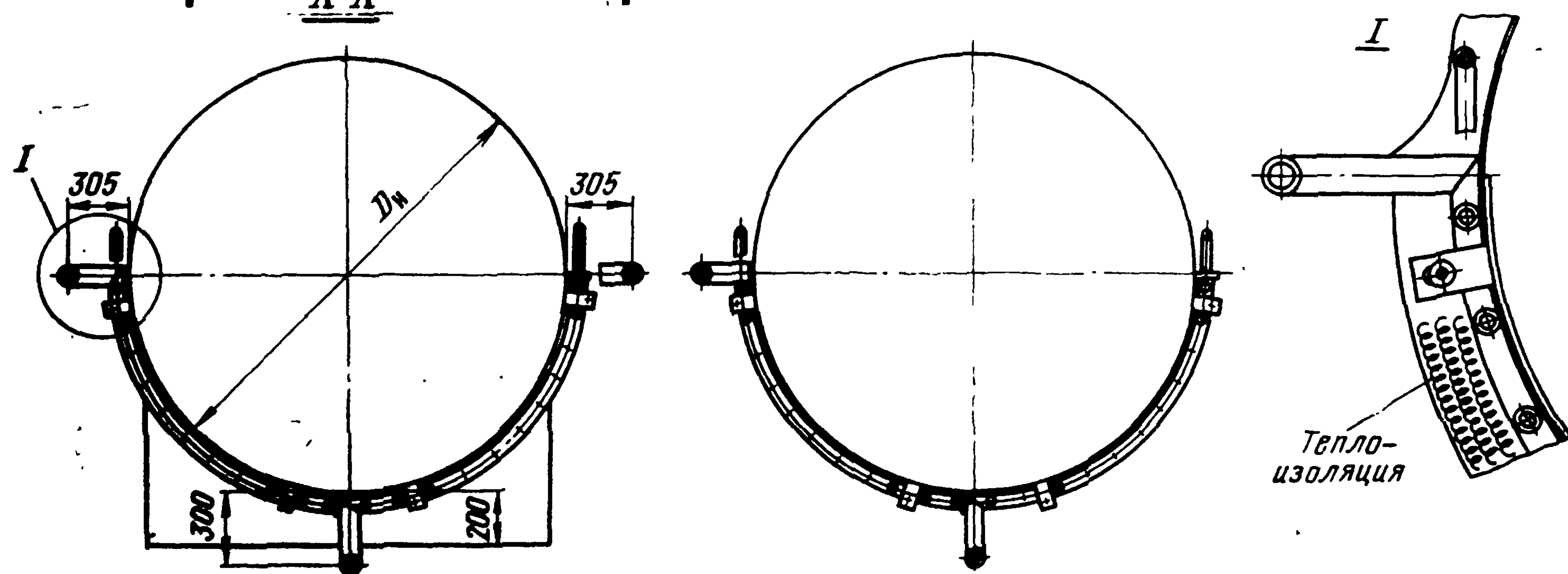


Рис. 7-60. Подогреватели к бакам для хранения кислоты и щелочи (ТКЗ).

1 — вход воды на обогрев; 2 — выход греющей воды; 3 — спуск воздуха.

Таблица 7-32

Присоединительные размеры (мм) баков с обогревом для хранения серной кислоты и щелочи ТКЗ, к рис. 7-59

Бак емкостью, м³	$D_у$	H	L	L_1	L_2	L_3	L_4	*а*	*б*	*в*	*г*	*д*	*е*
16	2000	2385	5700	4460	2560±9	950±5	1840	1500	1100	350	350	400	250
32	2600	3000	6494	5270	3270±10,5	1000±6	2320	1600	1100	400	400	250	250
40	2600	—	—	—	—	—	—	—	1200	500	500	300	300

Таблица 7-33

Присоединительные размеры (мм) подогревателей к бакам хранения кислоты и щелочи, к рис. 7-60

Бак емкостью, м³	$D_н$	l	l_1	l_2	l_3	l_4	l_5
16	2024	2560	1200	760	700	1650	1210
40	2632	3470	1740	690	1200	3050	1750

Раздел восьмой

НЕСТАНДАРТИЗИРОВАННОЕ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ (ИЗГОТАВЛИВАЕМОЕ ПРИ МОНТАЖЕ)

8-1. ОСВЕТЛИТЕЛИ

Рабочие чертежи нормального ряда осветлителей, в которых осуществляется известкование или известкование с коагуляцией, разработаны СКБ ВТИ. Основные параметры таких осветлителей приведены в табл. 8-1—8-3 (конструктивная схема к осветлителям, приведенным на рис. 8-1, дана на рис. 5-1,*а*, к осветлителям на рис. 8-2 конструктивная схема приведена на рис. 5-1,*б*).

Основные параметры осветлителей для коагуляции приведены в табл. 8-4 и на рис. 8-3—8-7.

Таблица 8-1

Основные параметры осветлителей для известкования конструкции СКБ ВТИ

Марка осветлителя	Производительность, м³/ч	Максимальная пропускная способность, м³/ч	Геометрический объем, м³	Диаметр, мм	Высота (установочный габарит), мм	Масса конструкции, т	Нагрузочная масса, т	№ рисунка
ВТИ-63и	63	78	76	4250	10 200	8,0	84	8-1
ВТИ-100и	100	125	133	5500	10 690	13,5	170	8-1
ВТИ-160и	160	200	236	7000	12 247	19,3	280	8-1
ВТИ-250и	250	310	413	9000	13 524	32,6	480	8-1
ВТИ-400и	400	500	650	11 000	14 889	49,5	750	8-2
ВТИ-630и	630	780	1240	14 000	17 492	88,7	1400	8-2
ВТИ-1000и	1000	1250	2127	18 000	19 740	147,0	2350	8-2

Таблица 8-2

Габаритные и присоединительные размеры (мм) осветлителей СКБ ВТИ к рис. 8-1 и 8-2

Обозначение на рисунке	ВТИ-63и	ВТИ-100и	ВТИ-160и	ВТИ-250и	ВТИ-400и	ВТИ-630и	ВТИ-1000и
D_0	4250	5500	7000	9000	11 000	14 000	18 000
D_1	3750	5000	6000	8000	9000	11 000	13 000
D_2	1900	2500	3000	3600	4 500	5000	6 000
D_3	1900	2500	3000	4000	4500	6000	7500
H	900	900	1000	1000	1100	1100	1300
H_0	8000	8440	9647	10 824	11 939	14 542	16 440
H_1	4200	4200	4550	4550	4550	5250	4900
H_2	1175	1500	2000	2700	3250	4500	6000
H_3	1575	1400	1500	1650	1750	2250	2500
H_4	950	1250	1500	1800	2250	2500	3000
H_5	850	900	900	1000	1000	1000	1000
H_6	450	450	700	700	850	850	1000
h_1	350	500	800	900	1100	1150	1400
h_2	—	300	500	500	875	400	850
h_3	1250	1300	1300	1300	1400	1500	1550
h_4	400	400	500	700	750	1000	1000
h_5	350	100	660	750	900	900	1120
h_6	—	150	200	500	500	800	1050
h_7	—	250	800	900	1100	1150	900

Обозначение на рисунке	ВТИ-63и	ВТИ-100и	ВТИ-160и	ВТИ-250и	ВТИ-400и	ВТИ-630и	ВТИ-1000и
α_1^0	—	10	0	0	0	0	0
α_2^0	—	10	10	15	15	15	15
a	200	200	200	300	300	400	400
l_1	~300	700	400	525	650	800	950
l_2	400	700	600	650	900	1050	1700
l_3	—	650	900	1300	1550	1800	2250
l_4	—	—	—	—	2207	1975	2819
l_5	—	—	—	—	1852	2227	2435
Отметка A, м	3,95	4,35	5,10	5,92	6,75	7,95	9,40

Таблица 8-3

Назначение и условные диаметры трубопроводов (мм) осветлителей СКБ ВТИ к рис. 8-1 и 8-2

№ позиций на рисунках	Назначение трубопровода	ВТИ-63и	ВТИ-100и	ВТИ-160и	ВТИ-250и	ВТИ-400и	ВТИ-630и	ВТИ-1000и
1	Подача исходной воды . .	150	200	250	300	350	400	500
2	Выход известкованной воды	150	200	250	300	350	400	500
3	Подвод известкового молока	20	20	25	32	40	50	70
4	Подвод раствора коагулянта	10	15	15	15	20	25	32
5	Подвод раствора флокулянта	10	15	15	15	20	25	32
6	Дренаж осветлителя	80	100	100	100	150	200	250
7	Дренаж шламоуплотнителя	50	80	80	80	100	125	150
8	Продувка (ручное управление)	15	20	25	32	40	50	70
9	Продувка (автоматическое управление)	32	50	50	70	80	100	125
10	Возврат регенерируемых вод (от промывки механических фильтров)	70	100	100	125	150	200	250
11	Подвод воды для промывки осветлителя	50	50	50	50	70	70	100

Таблица 8-4

Основные параметры осветлителей для коагуляции

Производительность, м³/ч	№ рисунка	Диаметр, мм	Высота осветлителя, мм	Масса конструкции, кг	Нагрузочная масса, т	№ чертежа общего вида	Калькодержатель
100	8-3	7000	9900	22 647	250	1334х	МоТЭП
150	8-4	7300	6965	21 890	250	835899	ЛоТЭП
230	8-5	9000	7650	38 256	400	929322	ЛоТЭП
450	8-6	12 500	8650	57 863	1000	764277	ЛоТЭП
350	8-7	12 000	11 600	75 000	1050	—	ХоТЭП

Примечание. Калькодержатели рабочих чертежей осветлителей отделения Теплоэлектропроекта: Мо ТЭП — Московское, Ло ТЭП — Ленинградское, Хо ТЭП — Харьковское.

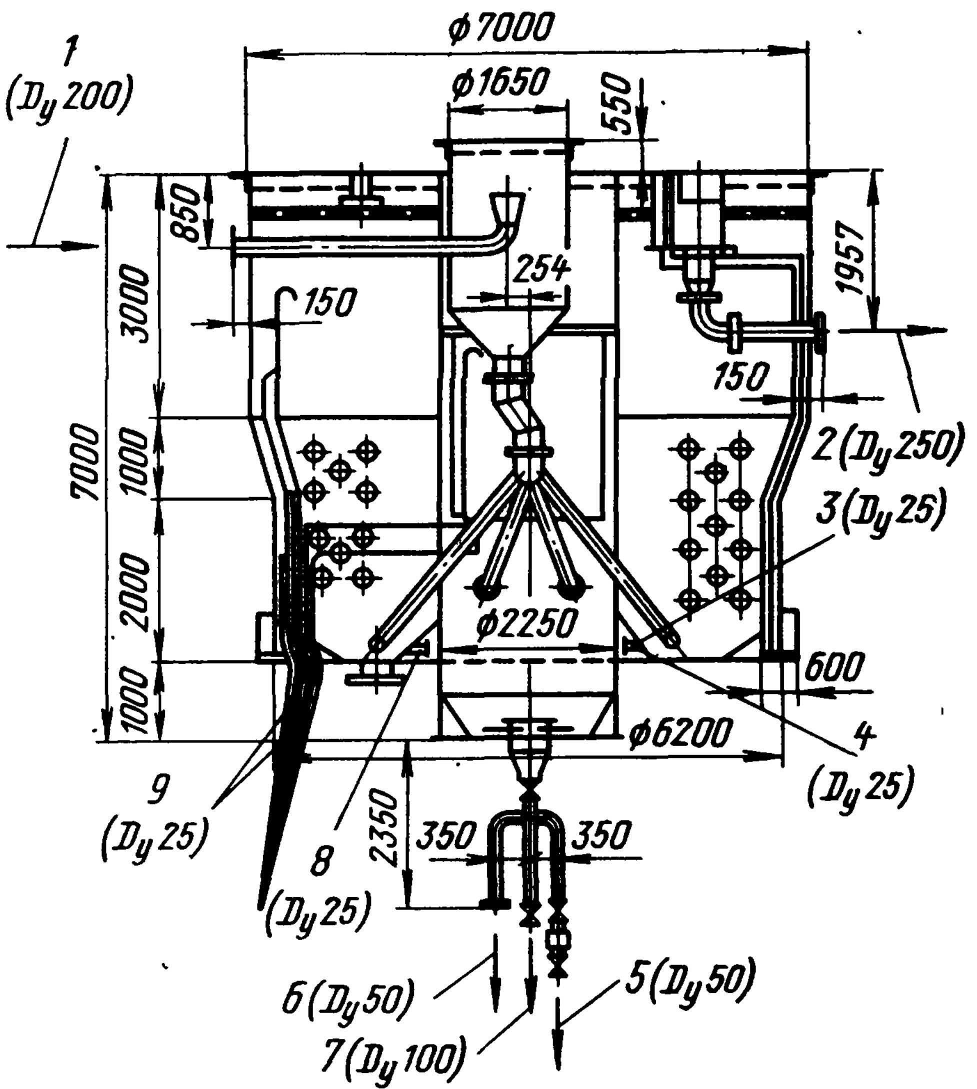


Рис. 8-3. Осветлитель для коагуляции воды производительностью 100 $м^3$/ч.

1 — подвод исходной воды; *2* — выход коагулированной воды; *3* — подвод коагулянта; *4* — подвод флокулянта; *5* — непрерывная продувка; *6* — дренаж; *7* — спуск воды из осветлителя; *8* — подвод коагулянта; *9* — отбор проб.

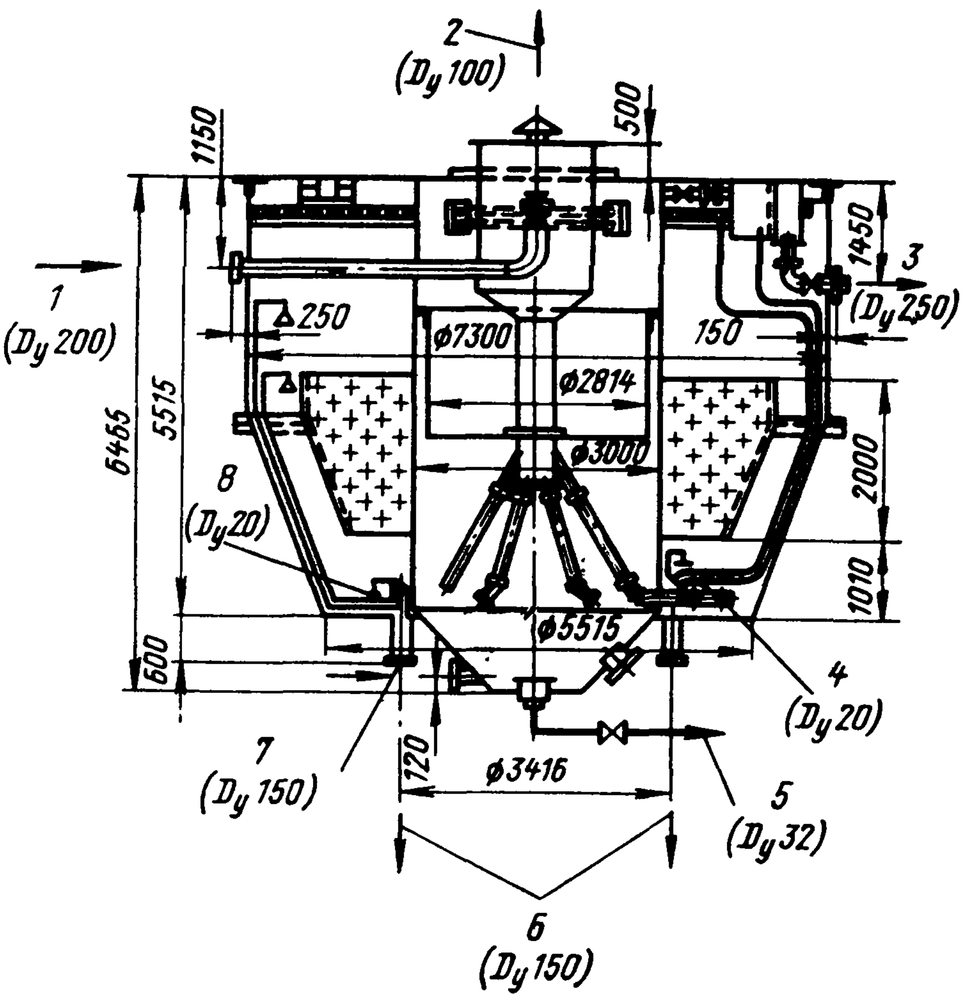


Рис. 8-4. Осветлитель для коагуляции воды типа ЦНИИ-3 (автор Е. Ф. Кургаев) производительностью 150 $м^3$/ч.

1 — вход обрабатываемой воды; *2* — выход воздуха; *3* — выход коагулированной воды; *4* — подача реагентов (щелочи, флокулянтов и пр.); *5* — непрерывная продувка; *6* — слив в дренаж; *7* — периодическая продувка; *8* — подача коагулянта.

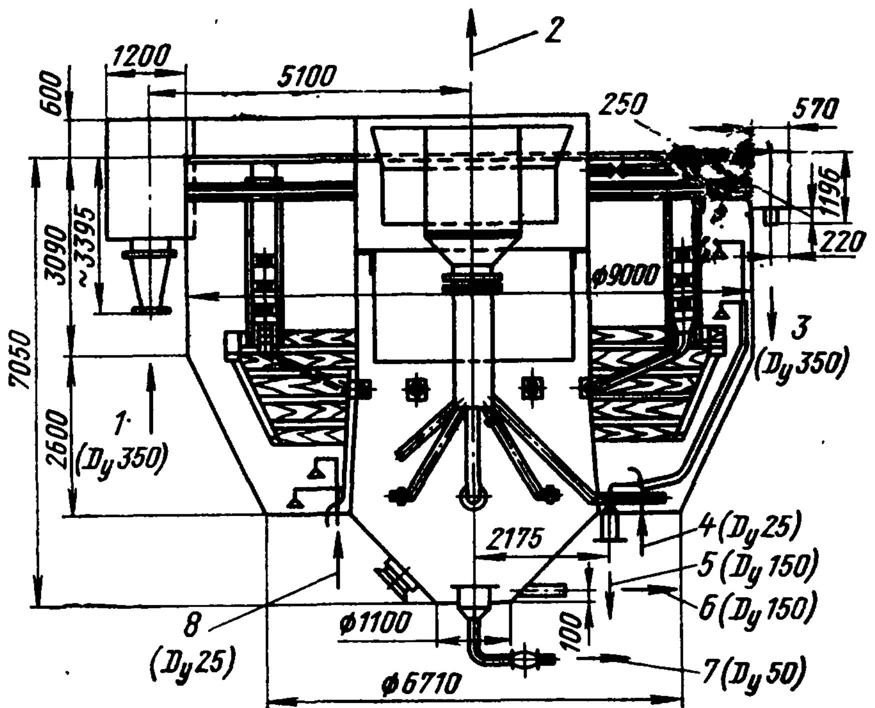


Рис. 8-5. Осветлитель для коагуляции воды типа ЦНИИ-3 (автор Е. Ф. Кургаев) производительностью 230 $м^3$/ч.

1 — вход исходной воды; *2* — выход воздуха; *3* — выход коагулированной воды; *4* — подвод флокулянта; *5* — спуск воды из осветлителя; *6* — периодическая продувка; *7* — непрерывная продувка; *8* — вход коагулянта.

Рис. 8-6 Осветлитель для коагуляции воды типа ЦНИИ-3 (автор Е. Ф. Кургаев) производительностью 450 м³/ч.

1 — вход обрабатываемой воды; 2 — ввод реагентов; 3 — выход воздуха; 4 — воздухоотделитель; 5 — выход коагулированной воды; 6 — распределительный коллектор; 7 — спуск в дренаж; 8 — периодическая продувка; 9 — непрерывная продувка; 10 — шламосборник.

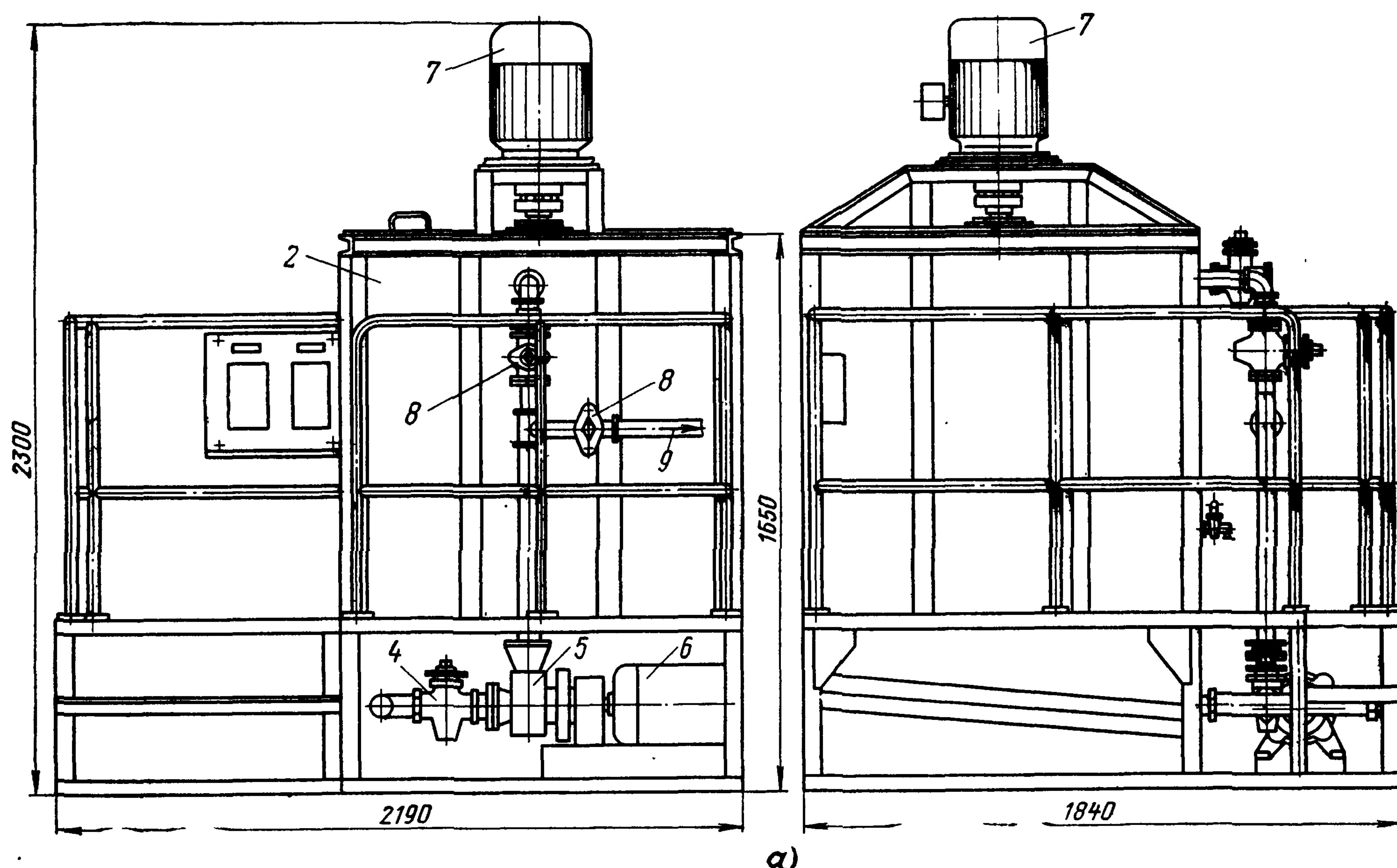
Рис. 8-7. Осветлитель для коагуляции (проект Хо ТЭП—ВТИ) производительностью 350 м³/ч.

1 — подвод обрабатываемой воды $D_у = 300$ мм; 2 — отвод коагулированной воды $D_у = 300$ мм; 3 — воздухоотделитель; 4 — распределительная труба (12 шт. $D_у = 150$), заканчивающаяся сменным соплом $D_у = 145$ и $D_у = 115$; 5 — дроссельная заслонка на трубах (через одну); 6 — шламоприемная труба (8 шт. $D_у = 1100$, в каждой 8 окон высотой 1000 мм и шириной 120 мм); 7 — шламоуплотнитель; 8 и 9 — сборный коллектор $D_у = 300$ и труба, отводящая осветленную воду из шламоуплотнителя с регулирующей задвижкой (не показана); 10 — сборный желоб; 11 — распределительное устройство; 12 — вертикальная смесительная перегородка (8 шт., в каждой 150 отверстий $D_у = 100$); 13 — верхняя распределительная решетка (2400 отверстий $D_у = 12$); 14 — дренажный коллектор; 15 — линии непрерывной и периодической продувки 16 — ввод раствора коагулянта; 17 — ввод раствора ПАА; 18 — спуск в дренаж; 19 — вода на промывку коллектора шламоуплотнителя.

8-2. УСТАНОВКА ДЛЯ ПРИГОТОВЛЕНИЯ РАСТВОРОВ ПОЛИАКРИЛАМИДА

Установка типа УРП-2М для растворения полиакриламида (ПАА), разработанная ПКБ АКХ (рис. 8-8), предусматривает диспергирование 8—10%-ного геля ПАА с доведением его концентрации до 0,1—1,0% ПАА. Приготовление раствора ПАА осуществляется в баке *2* емкостью 1200 л при помощи пропеллерной мешалки с мотором *7*. Продолжительность цикла приготовления раствора ПАА, включая операции загрузки, размешивания и перекачки раствора в расходный бак *10*, составляет 2 ч, т. е. производительность установки составляет 600 л/ч.

При небольшом расходе ПАА (до 600 л/ч) можно готовить 0,1%-ный раствор в баке *2*, при большем расходе ПАА в мешалке приготавливают 1%-ный раствор с доведением концентрации до 0,1% в баке *10*.



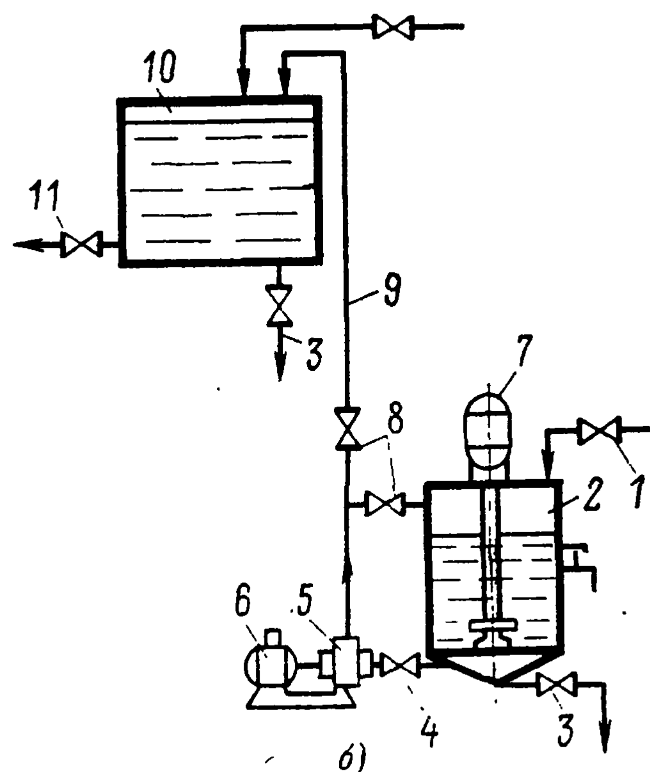


Рис. 8-8. Установка для приготовления растворов ПАА типа УРП-2М.

а — общий вид установки; *б* — схема установки; *1* — подвод воды на растворение ПАА; *2* — бак-мешалка емкостью 1200 л для растворения ПАА; *3* — спуск в дренаж; *4* — кран пробковый сальниковый $D_у = 50$ (11ч6бк); *5* — циркуляционный перекачивающий насос типа 2к-20/30а, $Q = 20$ м³/ч; $H = 25,2$ м вод. ст.; *6* — электродвигатель (к насосу); *7* — электродвигатель (к мешалке) АО-2-46-2, $N = 4$ кВт, $n = 960$ об/мин; *8* — кран пробковый $D_у = 40$ (11ч6бк); *9* — раствор ПАА в расходный бак; *10* — расходный бак ПАА; *11* — 0,1%-ный раствор ПАА.

8-3. ДЕКАРБОНИЗАТОРЫ

Таблица 8-5

Выбор типа декарбонизатора в зависимости от производительности и карбонатной жесткости воды (альбом серии Н1-1, «Декарбонизаторы», Сантехпроект)

Производительность, м³/ч	Диаметр $D_{в.н}$, мм	Площадь поперечного сечения, м²	Расход воздуха, м³/ч	Карбонатная жесткость обрабатываемой воды, мг-экв/л			
				4—5	6—8	9—1	12—14
				высота насадки колец Рашига $H_{к.р}$, м			
				2,9—3	3,1—3,3	3,4—3,6	3,7—3,9
				Шифр декарбонизатора			
15	565	0,25	375	Б230	Б240	Б250	Б260
25	730	0,417	625	Б231	Б241	Б251	Б261
50	1030	0,833	1250	Б232	Б242	Б252	Б262
75	1260	1,25	1880	Б233	Б243	Б253	Б263
100	1460	1,67	2500	Б234	Б244	Б254	Б264
125	1630	2,08	3100	Б235	Б245	Б255	Б265
150	1790	2,5	3750	Б236	Б246	Б256	Б266
200	2060	3,33	5000	Б237	Б247	Б257	Б267
250	2315	4,17	6250	Б238	Б248	Б258	Б268
300	2520	5,0	7500	Б239	Б249	Б259	Б269

Таблица 8-6

Габаритные и присоединительные размеры декарбонизаторов к рис. 8-9 и табл. 8-5

Диаметр $D_{вн}$, мм	Шифр	$D_у^1$, мм	$D_у^2$, мм	$a \times a$, мм	$D_у^3$, мм	Высота H, мм	Максимальная масса колонны с кольцами Рашига, кг
565	Б230	70	80	100×100	80	4500	860
	Б240					4800	920
	Б250					5100	975
	Б260					5400	1030
730	Б231	80	100	130×130	100	4500	1270
	Б241					4800	1360
	Б251					5100	1450
	Б261					5400	1540
1030	Б232	125	150	180×180	150	4500	2250
	Б242					4800	2410
	Б252					5100	2580
	Б262					5400	2740
1260	Б233	150	175	220×220	175	4500	3300
	Б243					4800	3520
	Б253					5100	3760
	Б263					5400	4000

Диаметр $D_{вн}$, мм	Шифр	D_y^1, мм	D_y^2, мм	$a \times a$, мм	D_y^3, мм	Высота H, мм	Максимальная масса колонны с кольцами Рашига, кг
1460	Б234	175	200	250×250	200	4500	4260
	Б244					4800	4570
	Б254					5100	4880
	Б264					5400	5190
1630	Б235	175	225	280×280	225	4500	5370
	Б245					4800	5770
	Б255					5100	6160
	Б265					5400	6550
1790	Б236	200	250	310×310	250	4500	6550
	Б246					4800	7000
	Б256					5100	7470
	Б266					5400	7950
2060	Б237	225	300	355×355	300	4500	8400
	Б247					4800	9000
	Б257					5100	9610
	Б267					5400	10 230
2315	Б238	250	300	390×390	300	4500	10 600
	Б248					4800	11 350
	Б258					5100	12 100
	Б268					5400	12 823
2520	Б239	300	350	430×430	350	4500	12 500
	Б249					4800	13 400
	Б259					5100	14 270
	Б269					5400	15 180

Декарбонизаторы — аппараты для удаления из воды свободной углекислоты даны на рис. 8-9. По табл. 8-5 производится выбор типа декарбонизатора в зависимости от производительности и разрушаемой карбонатной жесткости, в табл. 8-6 даны основные габариты декарбонизаторов.

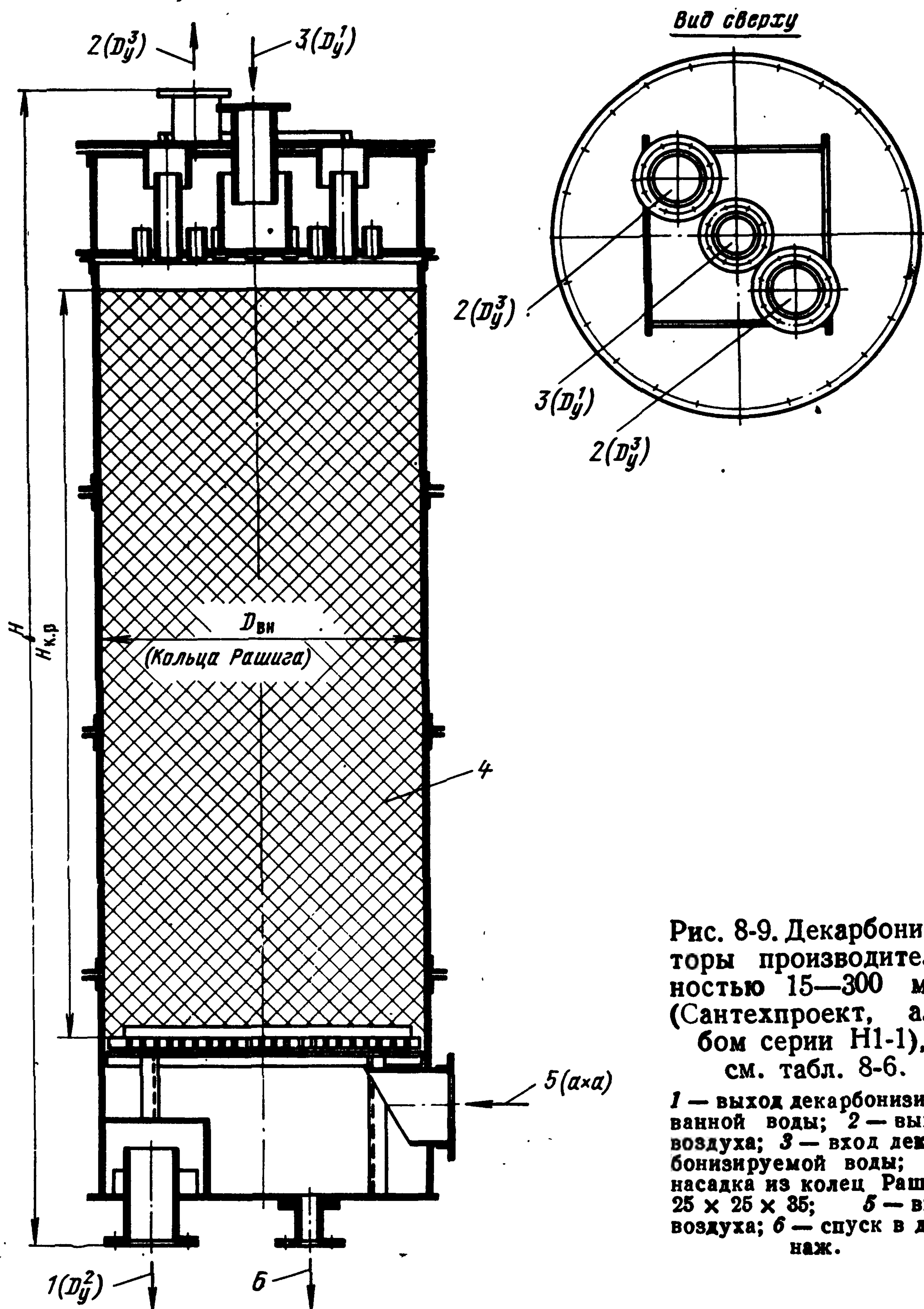


Рис. 8-9. Декарбонизаторы производительностью 15—300 м³/ч (Сантехпроект, альбом серии Н1-1), см. табл. 8-6.

1 — выход декарбонизированной воды; *2* — выход воздуха; *3* — вход декарбонизируемой воды; *4* — насадка из колец Рашига 25 × 25 × 35; *5* — вход воздуха; *6* — спуск в дренаж.

Раздел девятый

ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ И КОМПОНОВКИ ОБОРУДОВАНИЯ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

9-1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Оборудование водоподготовительных установок в паровых котельных низкого давления, водогрейных и комбинированых (с паровыми и водогрейными котлами) располагается, как правило, в помещении самих котельных, реже (при расходах воды на горячее водоснабжение более 500 м^3/ч) — в пристройках или отдельных зданиях, совмещенных с прирельсовым складом реагентов.

Размещение водоподготовительной установки в котельной имеет следующие преимущества: сокращается длина соединительных трубопроводов, отпадает необходимость сооружения специальных бытовых помещений и в некоторых случаях появляется возможность сокращения персонала водоподготовки за счет использования персонала котельной. С другой стороны, при размещении водоподготовки в котельной трудно решается вопрос последующего ее расширения и усложняется доставка реагентов; желательно осуществлять хранение реагентов непосредственно у здания водоподготовки (как при доставке автотранспортом, так и по железной дороге).

При компоновке оборудования должны соблюдаться перечисленные ниже основные требования.

Размещение оборудования должно обеспечивать нормальное обслуживание аппарата. В фильтровальном зале расстояние задней стороны фильтров от стены здания не должно быть менее 500 мм. Расстояние между фильтрами должно быть таким, чтобы свободный проход между трубопроводами обвязки фильтров был не менее 700 мм (для унифицированных фильтров это обеспечивается расстоянием между фильтрами около 1200 мм). При наличии свободного прохода с задней стороны фильтров это расстояние может быть уменьшено на 300 мм. При расположении фильтров фронтами друг к другу ширина образующегося коридора (в чистоте) должна быть не менее 2,0 м. Компоновка оборудования должна обеспечивать возможность дальнейшего расширения водоподготовительной установки.

Для сокращения коммуникаций складское хозяйство должно быть максимально приближено к водоподготовительной установке и по возможности изолировано от фильтровального зала; для известкового хозяйства это требование является обязательным.

Громоздкое оборудование — осветлители, декарбонизаторы, баки осветленной и декарбонизированной воды, резервуары мокрого хранения соли — располагают на открытом воздухе с применением в необходимых случаях обогрева и тепловой изоляции. При расположении осветлителей вне здания помещение под ним соединяется теплым коридором с водоподготовительной установкой, а сверху делается теплая надстройка.

Баки для хранения крепкой серной кислоты и едкого натра следует располагать в закрытом помещении по следующим соображениям.

а) Под баками для хранения серной кислоты необходимо делать поддон (по объему равный емкости одного бака), облицованный диабазовыми плитками на случай пролива кислоты. Не дренировать поддон нельзя из-за атмосферных осадков;

дренировать в обычную канализацию невозможно по коррозионным соображениям; делать специальную нейтрализационную установку совершенно необоснованно. Рациональным остается расположение цистерн в закрытом помещении.

б) На водоподготовительных установках используется техническая серная кислота, поставляемая для энергетических целей и содержащая не менее 92% H_2SO_4. Из опыта эксплуатации известны аварийные случаи замерзания на открытых складах кислоты несколько отличной концентрации. Температура замерзания серной кислоты в зависимости от концентрации резко колеблется:

Содержание H_2SO_4, %	Температура замерзания, °С
87	+4,1
89	—4,3
91	—17,3
92	—25,6
93,3	—37,8

Это свойство растворов серной кислоты может привести к аварийной остановке водоподготовки, как это и имело место в водогрейной котельной г. Электросталь. Отопление в складах серной кислоты следует рассчитывать на температуру в помещении +5°С.

9-2. УСТАНОВКИ НАТРИЙ-КАТИОНИРОВАНИЯ

Водоподготовительные установки, работающие по схеме натрий-катионирования, могут быть различных типов в зависимости от типа котельных (табл. 9-1).

Схема и компоновка, приведенные на рис. 9-1 и 9-2, осуществлены в серии унифицированных типовых проектов котельных с котлами ДКВр (Сантехпроект). Водоподготовительные установки в типовых проектах принято обозначать по диаметру установленных фильтров, так как в зависимости от качества исходной воды производительность может значительно изменяться. Например, при установке двух натрий-катионитных фильтров диаметром 1000 мм

Таблица 9-1

Типы водоподготовительных установок, работающих по схеме натрий-катионирования

Тип котельной	Тип водоподготовительной установки
Паровая производственная котельная Паровая отопительно-производственная котельная с закрытой системой теплоснабжения	Двухступенчатое натрий-катионирование с нитратированием и аминированием (или без них) с подачей химически обработанной воды в деаэратор питательной воды (схема — рис. 9-1, компоновка — рис. 9-2)
Паровая котельная с открытой системой теплоснабжения	Одноступенчатое натрий-катионирование для подпитки теплосети с подачей химически обработанной воды в деаэратор подпитки
Комбинированная котельная с установкой паровых и водогрейных котлов с открытой системой теплоснабжения	Двухступенчатое натрий-катионирование с нитратированием и аминирование (или без них) для паровых котлов с подачей химически обработанной воды в деаэратор питательной воды (схема — рис. 9-3, компоновка — рис. 9-4)
Водогрейная котельная с открытой или закрытой системой теплоснабжения	Одноступенчатое натрий-катионирование с подачей химически обработанной воды в деаэратор подпитки (схема — рис. 9-3, компоновка — рис. 9-4)

(при трех регенерациях в сутки) производительность может быть:

Общая жесткость, мг-экв/л	Производительность, м³/ч
3	25
7	10
12	5

Принятая в компоновке (рис. 9-2) схема склада мокрого хранения соли приведена на рис. 6-1. Схема установки нитратирования химически обработанной воды приведена на рис. 2-12.

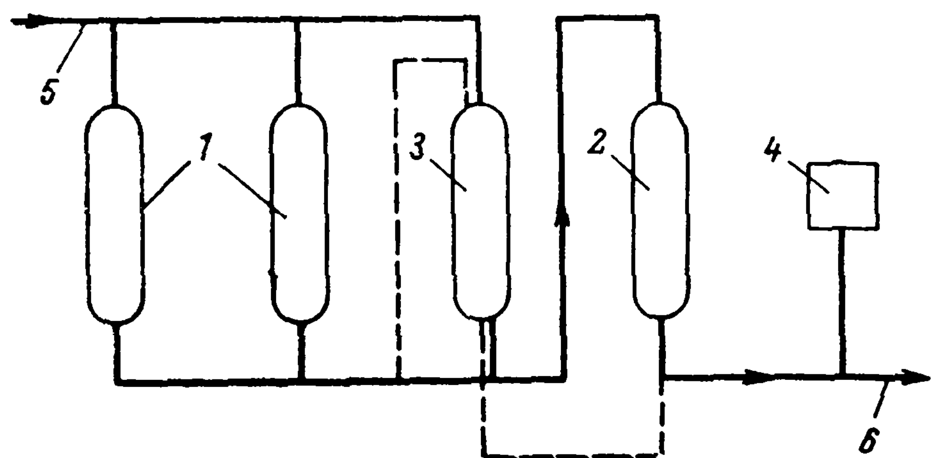


Рис. 9-1. Водоподготовка для паровых котельных по схеме двухступенчатого натрий-катионирования с нитратированием.

1 — натрий-катионитный фильтр первой ступени; 2 — натрий-катионитный фильтр второй ступени; 3 — резервный фильтр для первой и второй ступеней катионирования: 4 — установка нитратирования; 5 — исходная вода; 6 — обработанная вода в деаэратор питательной воды.

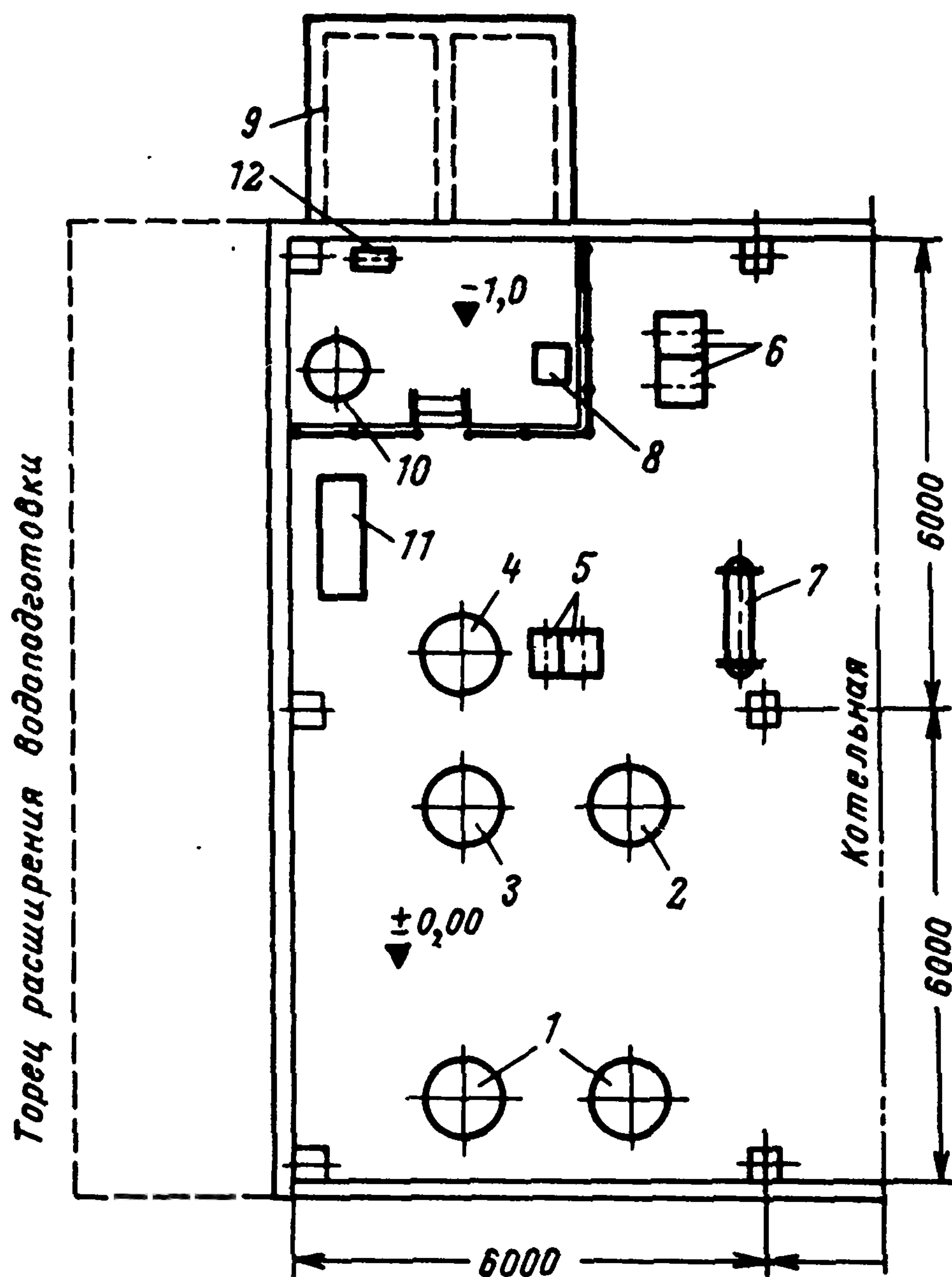


Рис. 9-2. Компоновка водоподготовительной установки по схеме рис. 9-1 с натрий-катионитными фильтрами диаметром 1000 мм.

1 — натрий-катионитный фильтр первой ступени; 2 — натрий-катионитный фильтр второй ступени; 3 — резервый фильтр для первой и второй ступеней катионирования; 4 — бачок раствора нитрата; 5 — насосы-дозаторы типа НД для раствора нитрата; 6 — насосы исходной воды; 7 — паровой подогреватель исходной воды; 8 — бачок постоянного уровня в резервуаре мокрого хранения соли; 9 — резервуар мокрого хранения соли; 10 — мерник крепкого раствора соли; 11 — стол для экспресс-анализов; 12 — водоводяной насос (эжектор) для удаления грязи.

На рис. 9-3 приведена схема водоподготовительной установки — одноступенчатое натрий-катионирование для тепловых сетей с открытой системой теплоснабжения и двухступенчатое натрий-катионирование с нитратированием для паровых котлов. Первая ступень катионирования является общей для тепловых сетей и паровых котлов. Компоновка оборудования такой установки для комбинированной котельной с тремя паровыми и тремя водогрейными котлами приведена на рис. 9-4. На водоподготовительную установку подается исходная вода питьевого качества с общей и карбонатной жесткостью около 3 Змг-экв/л ($Ж_о = Ж_к$). Для питания паровых котлов готовится 30 м³/ч воды, для подпитки тепловых сетей — 170 м³/ч.

В компоновке водоподготовительной установки по рис. 9-4 склад мокрого хранения соли выполняется

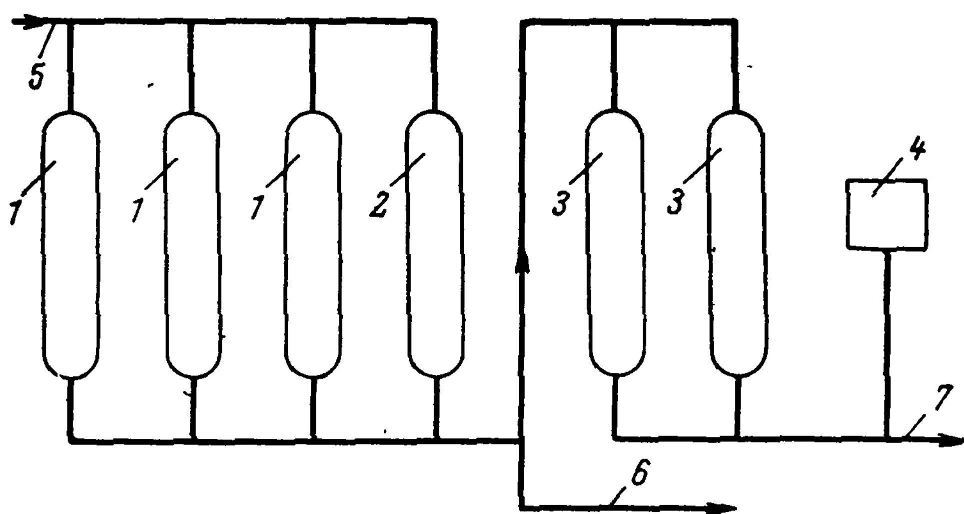


Рис. 9-3. Водоподготовительная установка для комбинированной котельной по схеме одноступенчатого натрий-катионирования для подпитки тепловой сети и двухступенчатого натрий-катионирования с нитратированием для паровых котлов.

1 — натрий-катионитный фильтр первой ступени; 2 — резервный фильтр; 3 — натрий-катионитный фильтр второй ступени; 4 — установка нитратирования; 5 — исходная вода; 6 — обработанная вода в деаэратор подпитки тепловых сетей; 7 — обработанная вода в деаэратор питательной воды.

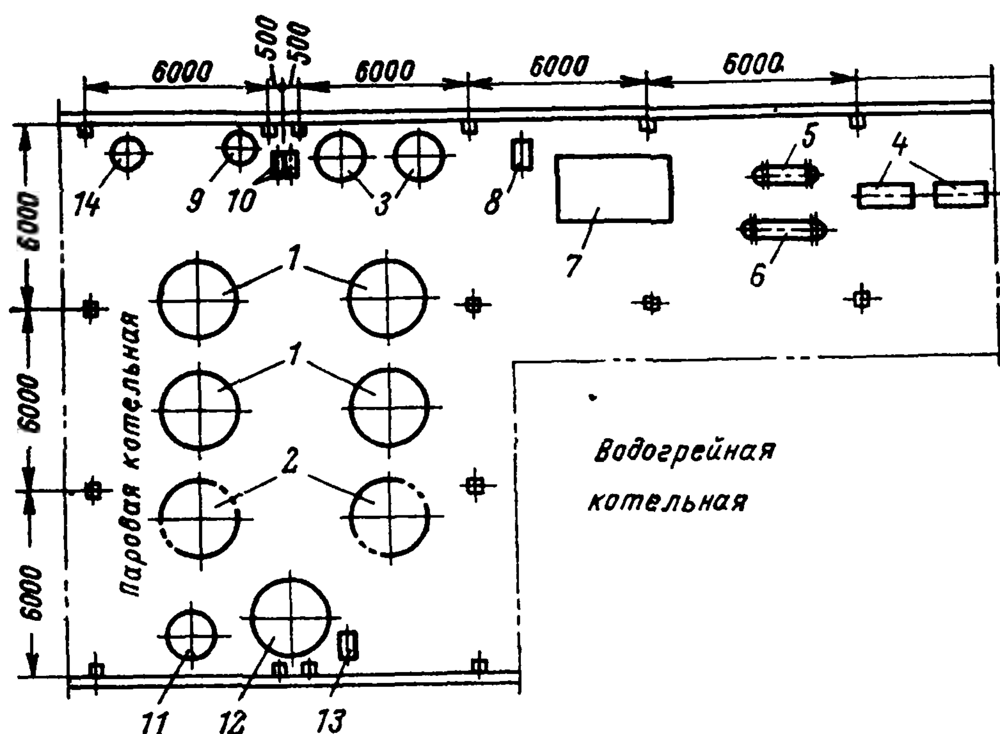


Рис. 9-4. Компоновка водоподготовительной установки по схеме рис. 9-3 с натрий-катионитными фильтрами первой ступени диаметром 2600 мм и второй ступени диаметром 1000 мм.

1 — натрий-катионитные фильтры первой ступени; 2 — резервное место для расширения первой ступени катионирования; 3 — натрий-катионитные фильтры второй ступени; 4 — насосы исходной воды; 5 — теплообменник непрерывной продувки; 6 — паровой подогреватель исходной воды; 7 — бак взрыхляющей промывки фильтров; 8 — насос взрыхляющей промывки фильтров; 9 — бак раствора нитрата натрия; 10 — насос-дозатор типа НД; 11 — расходный бак крепкого раствора соли; 12 — бак гидроперегрузки фильтрующих материалов; 13 — водоводяной насос (эжектор) гидроперегрузки фильтрующих материалов; 14 — фильтр раствора соли.

прирельсовый, отдельно стоящий, рассчитанный на хранение запаса соли на 5—6 зимних месяцев. Схема такого склада приведена на рис. 6-2. Компоновка водоподготовительной установки по рис. 9-4 имеет ограниченную перспективу расширения.

9-3. УСТАНОВКИ ВОДОРОД-КАТИОНИРОВАНИЯ

Водоподготовительные установки с водород-катионитными фильтрами в зависимости от требований, предъявляемых котельными, могут выполняться по следующим схемам:

а) водород-катионирование с «голодной» регенерацией, буферные фильтры и декарбонизация для подготовки подпиточной воды;

б) водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров, буферные фильтры, декарбонизация и двухступенчатое натрий-катионирование для паровых производственных и отопительно-производственных котельных с закрытой системой теплоснабжения (с подачей химически обработанной воды в деаэратор питательной воды);

в) водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров, буферные фильтры, декарбонизация с подачей одной части декарбонизированной воды в деаэратор подпитки, а другой — через натрий-катионитные фильтры первой и второй ступени в деаэратор питательной воды.

Последняя схема осуществляется при отрытой системе теплоснабжения в паровых или комбинированных котельных (рис. 9-5). Компоновка оборудования водоподготовительной установки, работающей по схеме (рис. 9-5), для отопительно-производственной котельной при открытой системе теплоснабжения приведена на рис. 9-6.

На водоподготовительную установку подается исходная вода из артезианской скважины с общей жесткостью 7 мг-экв/л, карбонатной жесткостью 5,5 мг-экв/л и сухим

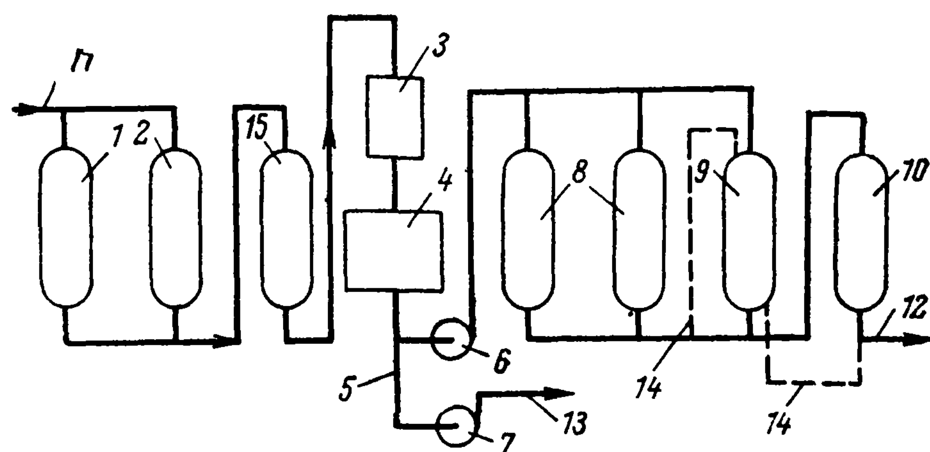


Рис. 9-5. Водоподготовительная установка для котельной с открытой системой теплоснабжения по схеме: для подпитки тепловых сетей — водород-катионирование с „голодной" регенерацией фильтров, декарбонизация; для паровых котлов — двухступенчатое натрий-катионирование декарбонизированной воды.

1 — водород-катионитный фильтр; 2 — резервный водород-катионитный фильтр; 3 — декарбонизатор; 4 — бак декарбонизированной воды; 5 — линия декарбонизированной воды; 6 — насос декарбонизированной воды для паровых котлов; 7 — насос декарбонизированной воды для подпитки тепловой сети; 8 — натрий-катионитный фильтр первой ступени; 9 — резервный фильтр для первой и второй ступеней катионирования; 10 — натрий-катионитный фильтр второй ступени; 11 — исходная вода; 12 — обработанная вода в деаэратор питательной воды; 13 — обработанная вода в деаэратор подпитки тепловых сетей; 14 — линии при работе резервного фильтра на второй ступени катионирования; 15 — буферный саморегенерирующийся фильтр.

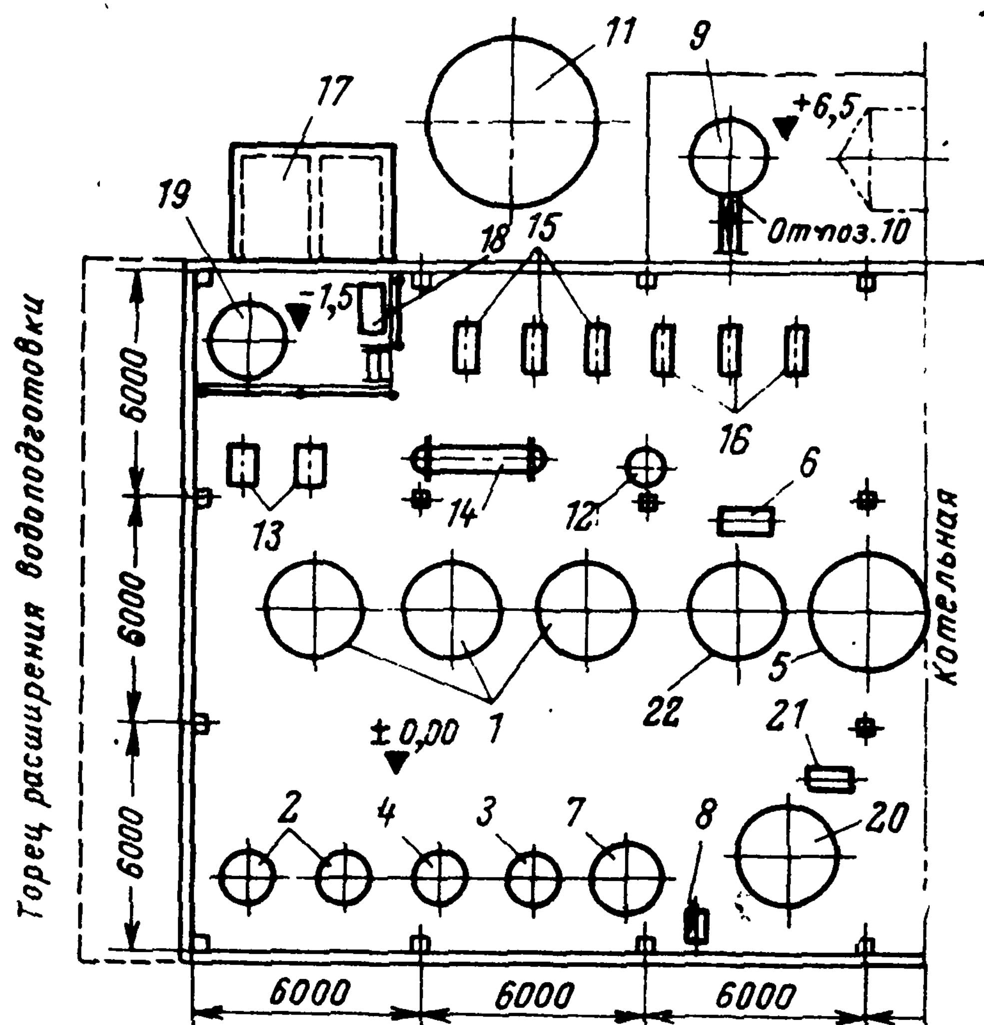


Рис. 9-6. Компоновка водоподготовительной установки по схеме рис. 9-5 с водород-катионитными фильтрами диаметром 2600 мм и натрий-катионитными фильтрами диаметром 1500 мм.

1 — водород-катионитный фильтр; *2* — натрий-катионитный фильтр первой ступени; *3* — натрий катионитный фильтр второй ступени; *4* — резервный фильтр первой и второй ступени катионирования; *5* — бак промывки водород-катионитных фильтров; *7* — бак промывки натрий-катионитных фильтров; *8* — насос промывки натрий-катионитных фильтров; *9* — декарбонизатор; *10* — вентилятор; *11* — бак декарбонизированной воды; *12* — мерник крепкой серной кислоты; *13* — насос исходной воды; *14* — подогреватель исходной воды; *15* — насос декарбонизированной воды для подпитки теплосетей; *16* — насос декарбонизированной воды для паровых котлов; *17* — резервуар мокрого хранения соли; *18* — бачок постоянного уровня в резервуаре мокрого хранения соли; *19* — мерник 26%-ного раствора соли; *20* — бак гидроперегрузки фильтрующих материалов; *21* — эжектор гидроперегрузки; *22* — буферный саморегенерирующийся фильтр.

остатком 340 мг-экв/л. Для питания паровых котлов готовится 60 м^3/ч воды, для подпитки теплосетей — 90 м^3/ч.

Склад серной кислоты для водоподготовительной установки, приведенной на рис. 9-6, выполняется прирельсовый, отдельно стоящий, схема такого склада приведена на рис. 6-5. (Серная кислота из склада на водоподготовку передавливается в мерник *12* сжатым воздухом.)

9-4. УСТАНОВКИ НАТРИЙ-ХЛОР-ИОНИРОВАНИЯ

Водоподготовительные установки при небольшой производительности могут работать по схеме натрий-хлор-ионирования (рис. 9-7) для случаев, когда технически и экономически такие установки оправдывают себя по сравнению с водоподготовительными установками, работающими по схеме водород-натрий-катионирования.

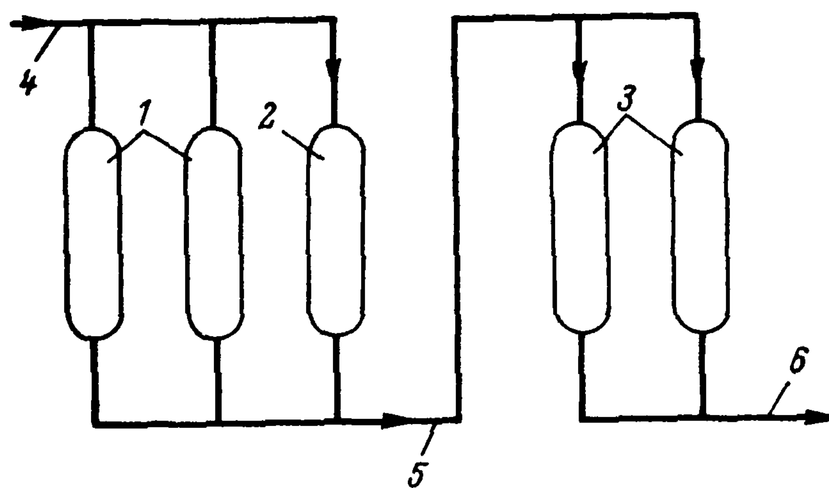


Рис. 9-7. Водоподготовительная установка для паровой котельной по схеме двухступенчатого натрий-катионирования с хлор-ионированием.

1 — натрий-катионитные фильтры первой ступени; *2* — резервный фильтр первой ступени катионирования; *3* — натрий (вторая ступень)-хлор-ионитные фильтры; *4* — исходная вода; *5* — натрий-катионированная вода после первой ступени; *6* — обработанная вода в деаэратор питательной воды.

Схема натрий-хлор-ионирования может осуществляться для производственных и отопительно-производственных котельных. Если в па-

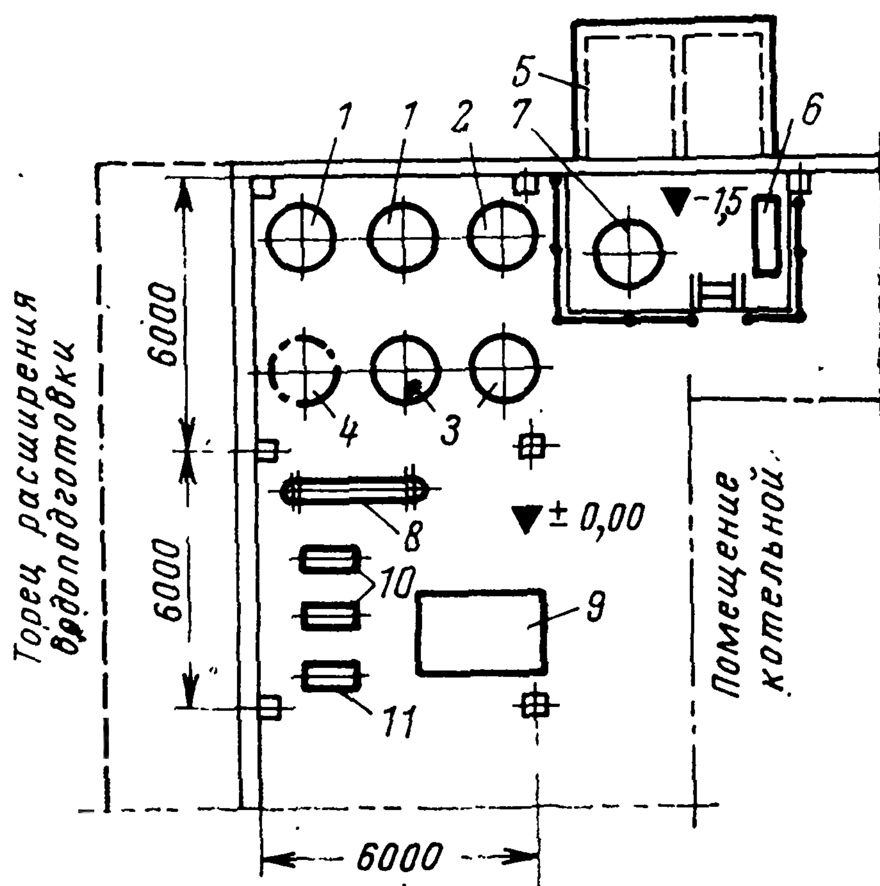


Рис. 9-8. Компоновка водоподогревательной установки по схеме рис. 9-7 с фильтрами диаметром 1000 мм.

1 — натрий-катионитный фильтр первой ступени; *2* — резервный фильтр; *3* — натрий-хлор-ионитный фильтр; *4* — резервное место; *5* — резервуар мокрого хранения соли; *6* — бачок постоянного уровня; *7* — мерник 26%-ного раствора соли; *8* — паровой подогреватель исходной воды; *9* — бак взрыхляющей промывки фильтров; *10* — насос исходной воды; *11* — насос взрыхляющей промывки фильтров.

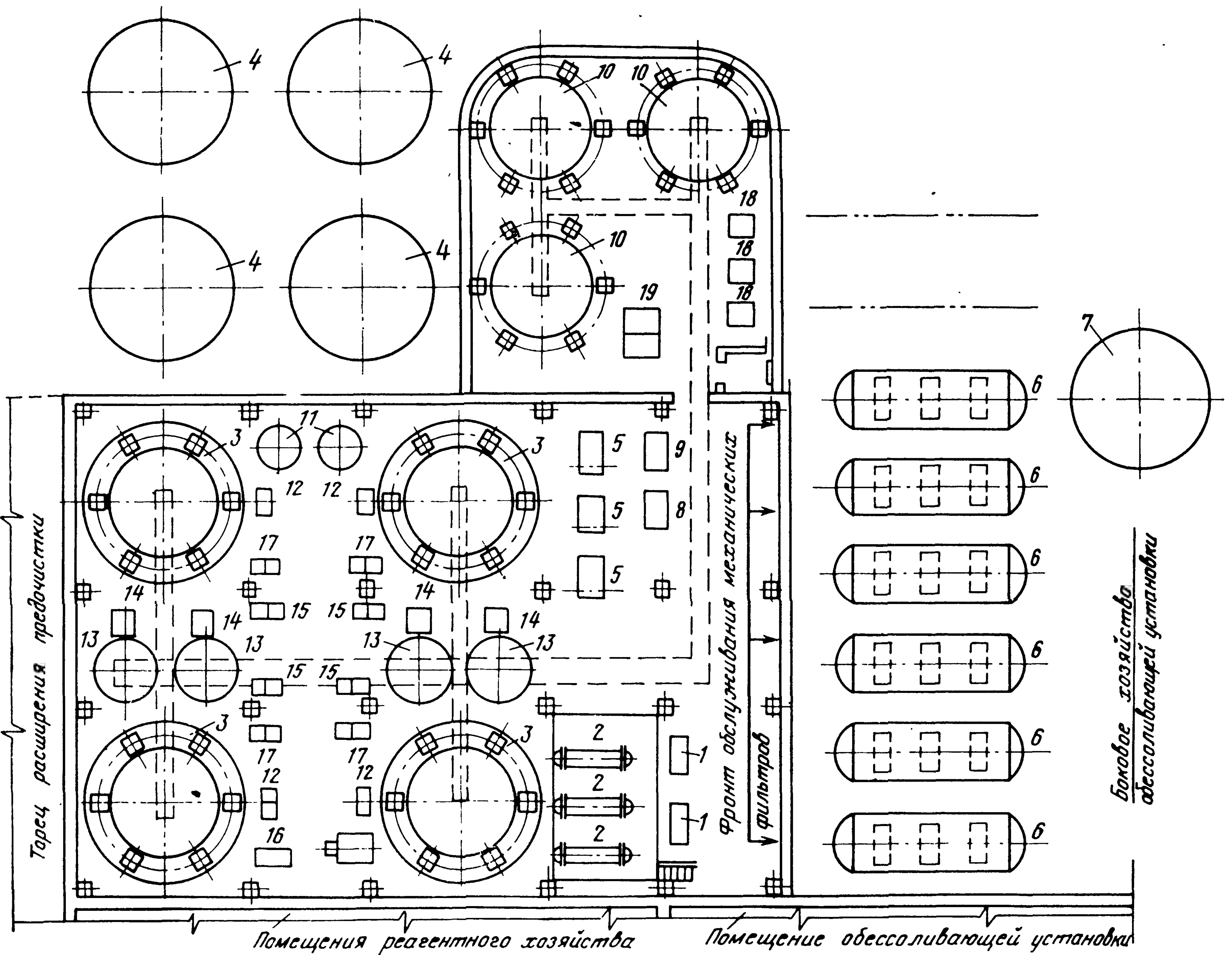


Рис. 9-9. Компоновка установки предварительной очистки (предочистки) поверхностной воды.

1 — насос исходной воды; *2* — подогреватель пароводяной; *3* — осветлитель; *4* — бак известкованной воды; *5* — насос известкованной воды; *6* — механический (осветлительный) горизонтальный фильтр; *7* — бак осветленной воды для собственных нужд водоподготовки; *8* — насос собственных нужд водоподготовки; *9* — насос взрыхляющей промывки механических фильтров; *10* — бак регенеративных вод; *11* — расходный бак дозируемого раствора коагулянта; *12* — насос-дозатор раствора коагулянта; *13* — гидравлическая мешалка известкового молока; *14* — насос известкового молока; *15* — насос-дозатор известкового молока; *16* — расходный бак 0,1%-ного раствора полиакриламида (ПАА); *17* — насос-дозатор раствора ПАА; *18* — насос регенеративных вод; *19* — шламовый насос.

ровой или комбинированной котельной с открытой системой теплоснабжения применима схема натрий-катионирования для подпитки тепловых сетей, а для паровых котлов она не подходит, возможно применение с небольшими изменениями схемы, приведенной на рис. 9-7: после первой ступени катионирования можно дать ответвление в деаэратор подпитки тепловой сети.

Компоновка оборудования водоподготовительной установки, работающей по схеме натрий-хлор-ионирования, для котельных с паровыми котлами (закрытая система теплоснабжения) приведена на рис. 9-8.

На водоподготовительную установку подается исходная вода артезианская с общей и карбонатной жесткостью 7,1 мг-экв/л. Производительность водоподготовки 12 м³/ч.

В помещении водоподготовительной установки размещены три натрий-катионитных фильтра первой ступени и два фильтра второй ступени катионирования, совмещенной с хлор-ионированием. Фильтры второй ступени загружены на высоту 1,5 м анионитом марки АВ-17 и на 0,5 м сульфоуглем.

9-5. УСТАНОВКА ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ОБРАБОТКИ ВОДЫ (ПРЕДОЧИСТКА)

Установка предварительной обработки поверхностной воды, работающая по схеме коагуляция и известкование в осветлителях и полное осветление в механических (осветлительных) фильтрах, представлена на принципиальной схеме рис. 10-2 (расчет установки дан в разд. 10-1).

Компоновка такой предочистки производительностью 1000 м³/ч дана на рис. 9-9.

Раздел десятый

ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

10-1. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ОБРАБОТКИ ВОДЫ (ПРЕДОЧИСТКИ)

Исходные данные. Производительность установки по осветленной воде составляет 1000 м³/ч. Вода после предварительной очистки подвергается частичному обессоливанию, поэтому из обрабатываемой воды с особой тщательностью должны удаляться органические вещества и железо.

Исходная вода поступает из водохранилища. Анализ воды в период максимальной минерализации (март 1972 г.): сухой остаток $S_{и.в}=$ 610 мг/л; pH=7,2; общая жесткость $Ж_о=5{,}5$ мг-экв/л; карбонатная жесткость $Ж_к=3{,}5$ мг-экв/л.

Ионный состав воды:

	мг/л	мг-экв/л		мг/л	мг-экв/л
Ca	50,0	2,5	HCO_3	214,0	3,5
Mg	36,5	3,0	Cl	116,0	3,0
Na	113,0	4,9	SO_4	186,0	3,9
Fe	0,6	0,03	SiO_3	1,6	0,04
Σ	*Кат*	10,4	Σ	*Ан*	10,4

В период паводка максимальные значения окисляемости 27,4 мг/л O_2 и взвешенных веществ — 141 мг/л.

В соответствии с приведенным анализом гипотетический состав исходной воды представлен на рис. 10-1.

Выбор схемы обработки воды и расчет оборудования. Подготовка поверхностной воды к проведению процесса химического обессоливания требует удаления из нее взвешенных и органиче-

$Ca = 2,5$	$Mg = 3,0$	$Na = 4,9$
$HCO_3 = 3,5$	$SO_4 = 3,9$	$Cl = 3,0$

$Fe = 0,03$; $SiO_3 = 0,04$

Рис. 10-1. Гипотетический состав исходной воды, мг-экв/л.

ских веществ, железа и свободной углекислоты; при соответствующем увеличении дозы извести одновременно возможно удаление и связанной углекислоты, что дает возможность при дальнейшем частичном обессоливании отказаться от установки декарбонизатора.

Обеспечение указанных требований будет выполнено при проведении процесса известкования и коагуляции в осветлителе с последующим фильтрованием на осветлительных (механических) фильтрах.

Для более полного удаления органических веществ и железа, а также для укрупнения и улучшения осаждения шлама, образующегося при известковании, кроме извести и коагулянта, предусматривается до-

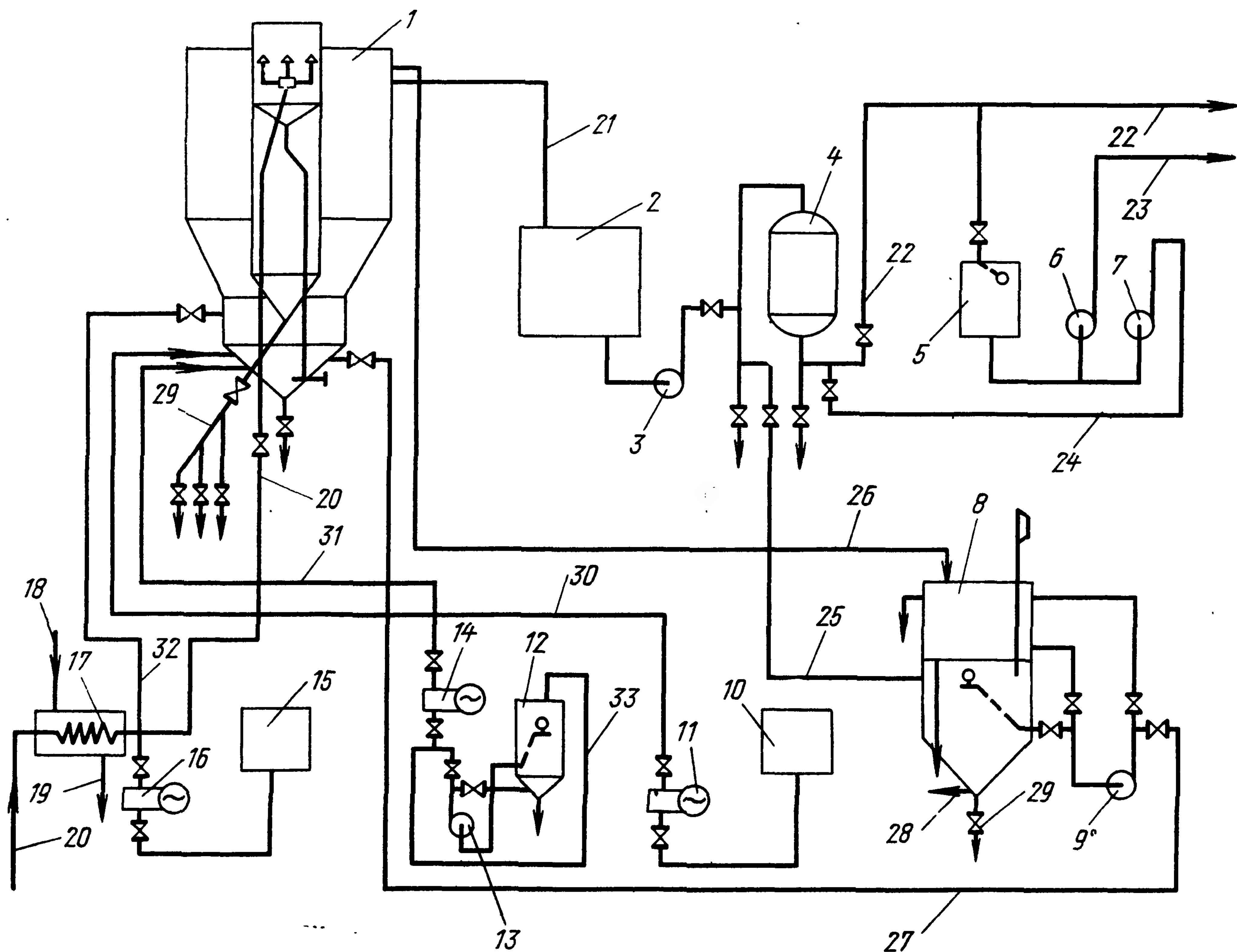


Рис. 10-2. Принципиальная схема установки предварительной обработки воды (предочистка).

1 — осветлитель; *2* — бак известкованной воды; *3* — насос известкованной воды; *4* — осветлительный (механический) фильтр; *5* — бак осветленной воды; *6* — насос осветленной воды для собственных нужд водоподготовительной установки; *7* — насос для взрыхляющей промывки осветлительных фильтров; *8* — бак регенеративных вод от взрыхляющей промывки механических фильтров; *9* — насос регенеративной воды; *10* — расходный бак дозируемого раствора коагулянта; *11* — насос-дозатор раствора коагулянта; *12* — гидравлическая циркуляционная мешалка известкового молока; *13* — насос известкового молока; *14* — насос-дозатор известкового молока; *15* — расходный бак 0,1%-ного раствора ПАА; *16* — насос-дозатор ПАА; *17* — подогреватель исходной воды до 30 ± 1°С; *18* — пар; *19* — конденсат; *20* — исходная вода, подаваемая на предварительную очистку; *21* — известкованная вода; *22* — осветленная вода; *23* — осветленная вода на собственные нужды водоподготовки; *24* — вода на взрыхляющую промывку осветлительных фильтров; *25* — промывочная вода после осветлительных фильтров в бак регенеративных вод; *26* — перелив от осветлителей; *27* — регенеративная вода в осветлитель; *28* — в дренаж; *29* — удаление шлама; *30* — раствор коагулянта, дозируемый в осветлитель; *31* — известковое молоко, дозируемое в осветлитель; *32* — 0,1%-ный раствор ПАА, дозируемый в осветлитель; *33* — циркуляционная линия известкового молока.

зировка в осветлитель флокулянта — полиакриламида (ПАА).

В предварительных расчетах производительность установки с учетом 10%-ного расхода на собственные нужды осветлителя и механических фильтров составит:

$$Q=1000\cdot 1{,}1=1100 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Для осуществления процесса известкования и коагуляции на заданную производительность принимаем к установке три осветлителя СКБ ВТИ производительностью 400 м³/ч каждый. Принципиальная схема установки предварительной обработки воды приведена на рис. 10-2.

Проведение процессов известкования и коагуляции осуществляется в соответствии с указаниями, приведенными в § 2-1 и 2-2, а:

а) доза коагулянта принимается 0,7 мг-экв/л;

б) доза ПАА принимается 1,0 мг/л;

в) как видно из рис. 10-1, при осаждении известкованием HCO_3 в первую очередь одновременно удаляется кальций, поэтому остаточная карбонатная щелочность известкованной воды, определяемая по табл. 2-1а, будет не менее 0,7 мг-экв/л; учитывая, что при этом имеет место соотношение

$$[Ca]_{и.в}+K>[HCO_3]_{и.в}-[HCO_3]_{ост};$$

дозу извести при известковании определяют по уравнению (2-1):

$$D_и=\frac{21}{22}+3{,}5-0{,}7+0{,}7\approx$$

$$\approx 4{,}5 \text{ мг-экв/л},$$

где 21 — содержание свободной углекислоты в исходной воде, мг/л; 22 — эквивалент CO_2;

г) величина $\alpha_м$ по уравнению (5-1) в данном случае не проверяется, так как осадок образуется только кальциевый ($\alpha_м=0$).

Ca=0,4	Mg=3	Na=4,9	
Щ=0,7	SO_4=4,6	Cl=2,98	SiO_3=0,02

Рис. 10-3. Гипотетический состав известкованной воды, мг-экв/л.

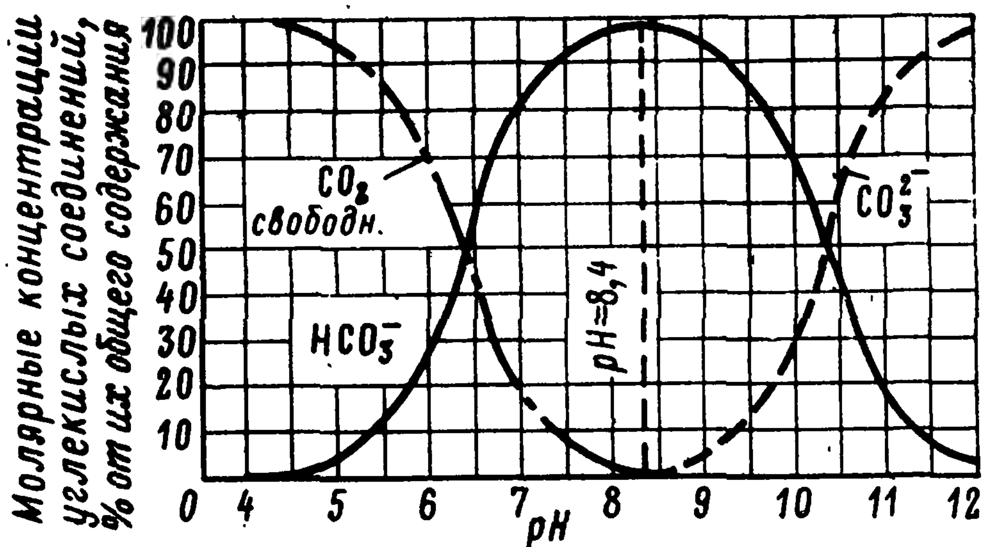


Рис. 10-4. График соотношений CO_2, HCO_3^- и CO_3^{2-} в зависимости от pH воды.

Вода после известкования, учитывая дозировку реагентов, перечисленных в пп. «а»—«в», будет иметь гипотетический состав солей, представленный на рис. 10-3 и получающийся по соображениям, изложенным ниже.

1) Известью осаждается HCO_3 в количестве

$$[HCO_3]_{и.в}-[HCO_3]_{ост}=$$

$$=3{,}5-0{,}7=2{,}8 \text{ мг-экв/л}.$$

2) В первую очередь из катионов осаждается Ca. При принятой дозировке извести количество Ca в обрабатываемой воде равно количеству кальция в исходной воде плюс вносимое известью на дозу коагулянта:

$$[Ca]_{и.в}+K=2{,}5+0{,}7=$$

$$=3{,}2 \text{ мг-экв/л}.$$

3) Кальций, осаждаемый в виде $CaCO_3\downarrow$, связывается с ионами HCO_3 в количестве 2,8 мг-экв/л. Остаточное содержание кальция в известкованной воде будет:

$$[Ca]_{ост}=3{,}2-2{,}8=0{,}4 \text{ мг-экв/л}.$$

4) Содержание Mg и Na остается тем же, что и в исходной воде.

5) Остаточная карбонатная щелочность, определенная по табл. 2-1а, равная 0,7 мг-экв/л, будет состоять из ионов HCO_3^- и CO_3^{2-}, количественное соотношение которых определяется в зависимости от pH обрабатываемой воды по рис. 10-4.

6) Содержание сульфатов в известкованной воде увеличивается за счет дозировки коагулянта $FeSO_4$ и будет равно:

$$[SO_4]_{изв.в} = [SO_4]_{и.в} + K = 3{,}9 + 0{,}7 = 4{,}6 \text{ мг-экв/л.}$$

7) Содержание хлоридов в известкованной воде не изменяется.

8) Содержание SiO_3 при коагуляции с известкованием снижается примерно на 50%. Однако при частичном обессоливании или в схемах умягчения воды содержание SiO_3 в воде практического значения не имеет.

Количество шлама, образующегося при известковании с коагуляцией, определяется по уравнению (5-3):

$$Q_ш^и = B + 50(Ж_{Ca}^и + D_и) + 0{,}56a_п D_и + 53K = 141 + 50(2{,}5 + 4{,}5) + 0{,}56 \cdot 50 \cdot 4{,}5 + 53 \cdot 0{,}7 = 654 \text{ г/м}^3.$$

Величина продувки осветлителя определяется по уравнению (5-4):

$$P = \frac{(Q_ш - B_0)\,100}{1000\,\delta_{ср}} = \frac{(654 - 10)\,100}{1000 \cdot 75} = 0{,}86\%.$$

Из осветлителей известкованная вода самотеком поступает в баки известкованной воды. Общая регулирующая емкость баков должна быть равна часовой производительности предварительной очистки по известкованной воде.

Принимаем к установке три бака известкованной воды (см. рис. 10-2, поз. *2*) емкостью 400 м³ (по одному на каждый осветлитель).

Насосы известкованной воды выбираются в зависимости от дальнейших стадий обработки:

а) потребного напора известкованной воды;

б) расхода известкованной воды, распределяемого иногда на две или три группы различного назначения.

Требуемый расход воды до 1100 м³/ч, напор до 60 м вод. ст.

Принимаем к установке два насоса (один из них резервный) типа 12НДс-60 (рис. 10-2, поз. *3*) производительностью $Q = 1200 \div 900$ м³/ч, развиваемый напор $H = 54 \div 60$ м вод. ст., с электродвигателем АО113-4м, $N = 250$ кВт, $n = 1480$ об/мин, $U = 3000$ В.

Для полного осветления известкованной воды устанавливается шесть горизонтальных осветлительных фильтров ⌀ 3000, $L = 10\,050$ мм (рис. 10-2, поз. *4*). Скорость фильтрования на осветлительных фильтрах определяется по уравнениям (5-8) и (5-10):

при нормальном режиме

$$w_н = \frac{Q + q}{f(a - 1)} = \frac{1100}{29(6 - 1)} = 7{,}6 \text{ м/ч;}$$

при форсированном режиме

$$w_ф = \frac{Q + q}{f(a - 2)} = \frac{1100}{29(6 - 2)} = 9{,}5 \text{ м/ч,}$$

где 1100 — расход осветленной воды с учетом собственных нужд осветлительных фильтров, м³/ч; 29 — площадь фильтрования стандартного горизонтального осветлительного фильтра $D_у = 3000$ мм, $L = 10500$ м.

Расход воды на одну взрыхляющую промывку осветлительного фильтра определяется по формуле (5-9а):

$$Q_{взр} = \frac{i \cdot 60tf}{1000} = \frac{12 \cdot 60 \cdot 20 \cdot 29}{1000} = 418 \text{ м}^3.$$

Взрыхление горизонтальных осветлительных фильтров во избежание сброса первого, недостаточно осветленного фильтрата будем производить осветленной водой, для чего следует установить бак осветленной воды, который в случае необходимости может одновременно использоваться и как аккумулятор осветленной воды для собственных нужд последующих стадий обработки воды (емкость бака при этом должна быть соответственно скорректирована). Установка бака осветленной воды сократит количество промывочной воды от осветлительных фильтров и упростит уста-

новку за счет исключения сброса первого фильтрата.

Объем бака осветленной воды для взрыхляющей промывки осветлительных фильтров (поз. *5* на рис. 10-2) определяем по формуле (6-16):

$$V = \frac{aFl \cdot 60t}{1000} = \frac{1,3 \cdot 29 \cdot 12 \cdot 60 \cdot 20}{1000} = $$
$$= 543 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке бак осветленной воды для промывки осветлительных фильтров емкостью 550 м³.

Насос взрыхляющей промывки осветлительных фильтров (поз. *7* на рис. 10-2) должен обеспечивать часовой расход воды на промывку фильтра, рассчитанный по формуле:

$$Q = \frac{l \cdot 60 \cdot 60 f}{1000} = \frac{12 \cdot 60 \cdot 60 \cdot 29}{1000} = $$
$$= 1250 \text{ м}^3/\text{ч},$$

и развивать напор не менее 10 м вод. ст.

Принимаем к установке насос для взрыхляющей промывки осветлительных фильтров типа 16НДн, $Q=1500$ м³/ч, $H=13$ м вод. ст. с электродвигателем А102-8, $N=100$ кВт, $n=750$ об/мин, $U=380$ В.

Для удаления задержанного шлама и восстановления гидродинамического режима горизонтальных фильтров принимаем одну взрыхляющую промывку в сутки каждого осветлительного фильтра, расход воды при этом составит:

$$Q_{\text{сут}} = 418 \cdot 6 \cdot 1 = 2508 \text{ м}^3/\text{сут}$$

или в среднем

$$Q_{\text{с.ч}} = \frac{2508}{24} \approx 105 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Уточненный расход воды, поступающей на осветлители, с учетом собственных нужд установки предварительной обработки воды составит:

$$Q = 1000 + \frac{1000 \cdot p}{100} + Q_{\text{с.ч}} \frac{20}{100} = $$
$$= 1000 + \frac{1000 \cdot 0,86}{100} + \frac{105 \cdot 20}{100} = $$
$$= 1030 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 20 — потери воды с продувкой шлама в баке регенеративных вод, %.

Бак регенеративных вод (поз. *8* на рис. 10-2) взрыхляющей промывки осветлительных фильтров принимается из расчета на одну взрыхляющую промывку фильтра. Объем бака определяется по формуле

$$V_{\text{р.в}} = 1,3 Q_{\text{взр}} = 1,3 \cdot 418 = 543 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке два бака регенеративных вод объемом 550 м³ для отстоя шлама и возврата отстоявшейся воды в осветлитель.

В первом баке в течение 4 ч происходит заполнение и отстой, из второго в это время отстоявшаяся вода подается в осветлитель с постоянным расходом воды 105 м³/ч.

Насосы регенеративных вод (поз. *9* на рис. 10-2) обеспечивают подачу в осветлитель 105 м³/ч промывочной воды от взрыхления осветлительных фильтров после отстоя в баке регенеративных вод.

Принимаем к установке три насоса (один из них резервный) типа АР-100, $Q=90$ м³/ч, $H=30$ м вод. ст. с электродвигателем АО-72-4, $N=20$ кВт, $n=1460$ об/мин.

Оборудование для дозировки реагентов в осветлитель выбирается на максимальную производительность каждого осветлителя. Насосы-дозаторы устанавливаются к каждому осветлителю, по два на каждый дозируемый в него реагент (один — рабочий, другой — резервный).

Расход извести в виде $Ca(OH)_2$ определяется по формуле (6-12)

$$Q_{\text{и}}^{\text{сут}} = \frac{24 \cdot 37,05 \cdot 1030 \cdot 4,5}{1000} = $$
$$= 4116 \text{ кг/сут}.$$

Расход известкового молока в сутки определяется по формуле (6-13)

$$V_{\text{и}}^{\text{сут}} = \frac{Q_{\text{и}}^{\text{сут}} \cdot 100}{1000 p_{\text{и}} \rho_{\text{и}}} = \frac{4116 \cdot 100}{1000 \cdot 5 \cdot 1,04} = $$
$$= 79 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Расход 5%-ного известкового молока на один осветлитель

$$Q_ч = \frac{79}{24 \cdot 3} = 1{,}1 \text{ м}^3/\text{ч, или } 1100 \text{ л/ч.}$$

Принимаем к установке по два насоса-дозатора известкового молока (рис. 10-2, поз. *14*) типа НД1600/10 завода «Ригахиммаш» с диапазоном регулировки подачи дозируемого раствора от 0 до 1600 л/ч и давлением $P=10$ кгс/см^2 с электродвигателем ВАО-32-4, $N=3{,}0$ кВт.

Принимаем к установке по две гидравлические циркуляционные мешалки известкового молока (рис. 10-2, поз. *12*) емкостью $V=14$ м^3, $D_у=2600$ мм, $H=4600$ мм на каждый осветлитель.

Скорость восходящего потока в гидравлической мешалке должна быть не менее 15 м/ч. При принятом насосе известкового молока типа АР-100 (см. расчет ниже) скорость восходящего потока в мешалке, определенная по формуле (6-15), будет:

$$w_{и.м} = \frac{Q_н}{F_м} = \frac{90}{5{,}2} = 17{,}3 \text{ м/ч.}$$

Расход известкового молока на один осветлитель составит:

$$\frac{79}{3} = 26{,}3 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Установленная емкость двух известковых мешалок обеспечит дозировку известкового молока в течение

$$\frac{14 \cdot 2 \cdot 24}{26{,}3} \approx 25 \text{ ч,}$$

т. е. необходимо готовить раствор ~ 2 раза в сутки.

Н а с о с ы и з в е с т к о в о г о м о л о к а к гидравлическим мешалкам (рис. 10-2, поз. *13*) выбираем типа АР-100 производительностью $Q=90$ м^3/ч, $H=30$ м вод. ст. с электродвигателем АО-72-4, $N=20$ кВт, $n=1460$ об/мин. Принимаем к установке два насоса (на две мешалки).

Расход коагулянта в соответствии с принятым удельным расходом 0,7 г-экв/м^3 обрабатываемой воды определим по формуле (6-4):

$$Q_к^{сут} = \frac{24 Q_{о.в} Э_к q_к}{1000} = \frac{24 \cdot 1030 \cdot 75{,}16 \cdot 0{,}7}{1000} = 1300 \text{ кг/сут.}$$

Расход 5%-ного раствора коагулянта определим по формуле (6-5):

$$V_к^{сут} = \frac{Q_к^{сут} \cdot 100}{1000\, p \rho_к} = \frac{1300 \cdot 100}{1000 \cdot 5 \cdot 1{,}048} \approx$$

$$\approx 25 \text{ м}^3/\text{сут,}$$

т. е.

$$V_к^ч = \frac{V_к^{сут}}{24 \cdot 3} = \frac{25}{24 \cdot 3} = $$

$$= 0{,}348 \text{ м}^3/\text{ч, или } 348 \text{ л/ч.}$$

Принимаем к установке два насоса-дозатора раствора коагулянта (рис. 10-2, поз. *11*) типа НД630/10 завода «Ригахиммаш» с диапазоном регулировки производительности от 0 до 630 л/ч, $P=10$ кгс/см^2 с электродвигателями ВАО-21-4, $N=1{,}1$ кВт. В насосы-дозаторы раствор поступает из расходного бака раствора коагулянта (рис. 10-2, поз. *10*).

Принимаем к установке три расходных бака раствора коагулянта емкостью $V=2{,}5$ м^3, $D_у=1675$ мм по одному на каждый осветлитель.

Для приготовления раствора коагулянта на складе устанавливаются две мешалки максимальной емкостью $V=2$ м^3, серийно изготовляемые Таганрогским котельным заводом, табл. 7-16.

Н а с о с ы р а с т в о р а к о а г у л я н т а выбираем типа 1,5Х-6Е-1, $Q=8{,}64$ м^3/ч, $H=18$ м вод. ст. с электродвигателем АО2-31-2, $N=3$ кВт, $n=2880$ об/мин. Принимаем к установке два насоса.

Расход ППА определяется по формуле (6-9):

$$Q_{ПАА}^{сут} = \frac{24 \cdot 1030 \cdot 1}{1000} = 24{,}7 \text{ кг/сут.}$$

Принимаем к установке мешалку для растворения ПАА, разработанную ПКБ АКХ (Академия коммунального хозяйства), рис. 8-8.

При приготовлении 1%-ного раствора ПАА потребуется в сутки

готовить раствор около двух раз:

$$\frac{24,7}{12}=2,06,$$

где 12 — количество ПАА на одну загрузку мешалки, кг.

Принимаем к установке расходный бак 1%-ного раствора ПАА емкостью $V=3$ м³.

Суточный расход дозируемого 0,1%-ного раствора ПАА определяется по формуле (6-10):

$$V^{сут}_{ПАА}=\frac{24,7\cdot 100}{1000\cdot 0,1\cdot 1}=24,7 \text{ м}^3/\text{сут};$$

расход на один осветлитель в час составит:

$$\frac{V^{сут}_{ПАА}\cdot 100}{24\cdot 3}=\frac{24,7\cdot 1000}{24\cdot 3}=343 \text{ л/ч}.$$

Принимаем к установке для дозировки раствора ПАА по два насоса-дозатора на каждый осветлитель типа НД630/10 завода «Ригахиммаш» (рис. 10-2, поз *16*) и по одному расходному баку раствора (рис. 10-2, поз. *15*) на каждый осветлитель. В расходных баках 0,1%-ный раствор ПАА готовится из 1%-ного путем перемешивания сжатым воздухом.

10-2. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ЧАСТИЧНОГО ХИМИЧЕСКОГО ОБЕССОЛИВАНИЯ ВОДЫ

а) ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ И ВЫБОР СХЕМЫ ОБЕССОЛИВАНИЯ

Производительность установки 700 м³/ч. Минерализация обессоленной воды не должна превышать 100 мг/л.

Вода на обессоливающую установку поступает после предварительной очистки (см. расчет § 10-1).

Вода после известкования имеет состав (рис. 10-3):

Ca 0,4		Щелочность (HCO_3 и CO_3)	0,7
Mg 3,0		SO_4	4,6
Na 4,9		Cl	3,0
Fe∼0,007		SiO_3	∼0,02
Σ *Кат*=8,3 мг-экв/л		Σ *Ан*=8,3 мг-экв/л	

При заданной минерализации обессоленной воды можно применить схему частичного химического обессоливания (см. § 2-5, г, вариант 3).

На рис. 2-10, *а* приведена принципиальная схема частичного обессоливания воды, по которой водород-катионирование осуществляется на противоточном водород-катионитном фильтре, загруженном катионитом КУ-2, с частичным удалением натрия; анионирование ведется на фильтре, загруженном слабоосновным анионитом АН-31, до полного его истощения. Каждый анионитный фильтр может отключаться на регенерацию даже при кислотности фильтра 0,2—0,3 мг-экв/л, так как остальные фильтры в это время будут выдавать фильтрат со щелочностью около 1 мг-экв/л, проскоки кислоты будут нейтрализоваться щелочностью, а обменная емкость анионита при этом будет полностью исчерпана. Ввиду того что обессоленная вода должна иметь pH не менее 8, декарбонизатор после водород-катионитных фильтров не устанавливается. Оставшаяся после известкования связанная углекислота (щелочность примерно 1 мг-экв/л) после анионитных фильтров создаст необходимую щелочность в обессоленной воде.

Обмен катионов на водород-катионитных фильтрах происходит в последовательности соответственно ряду, приведенному в уравнении (5-66).

Анионы в данном случае удаляются в следующем порядке: HCO_3^- осаждается при известковании: остаточное содержание в известкованной воде $HCO_3^-=0,7$ мг-экв/л; остальные анионы удаляются в последовательности соответственно ряду, приведенному в уравнении (5-67).

С учетом характера удаления ионов в процессе обессоливания, частично обессоленная вода в данном случае будет содержать:

а) из катионов — только натрий, поскольку он при водород-катиони-

ровании труднее замещается на водород, чем другие катионы, а его в исходной воде большое количество;

б) из анионов — анион SiO_3 без изменений, поскольку он не улавливается слабоосновным анионитом, хлориды в соответствии с заданной минерализацией частично обессоленной воды, углекислота в соответствии с остаточной щелочностью после известкования.

Выявив, какие катионы и анионы останутся в воде после обессоливания, путем подбора до $S_{о.в}=100$ мг/л определяется состав частично обессоленной воды:

	мг/л	мг-экв/л		мг/л	мг-экв/л
Na^+	39	1,7	CO_3^{2-}	30	1,0
			SiO_3^{2-}	0,8	0,02
			Cl^-	24,8	0,7
$\Sigma\ Кат = 1,7$			$\Sigma\ Ан = 1,7$		

Щелочность после известкования исходной воды составляет 0,7 мг-экв/л (см. § 2-2, а) и в данном случае состоит из HCO_3 и CO_3; при водород-катионировании из анионов связанной углекислоты образуется CO_2, которая после анионирования (OH) на слабоосновном анионите дает ион CO_3; принимаем $CO_3^{2-} = 1$ мг-экв/л; величина щелочности обессоленной воды (до которой следует вести отмывку анионита) уточняется при наладке.

Минеральный состав обессоленной воды будет:

$$M_{о.в} = 39 + 30 + 0,8 + 24,8 \approx \approx 95 \text{ мг/л}.$$

б) АНИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Анионитные фильтры загружаются низкоосновным анионитом АН-31. Регенерация анионита производится едким натром, чтобы не увеличивать в обессоливаемой воде содержание углекислоты, удаляемой при известковании. Оставшаяся связанная углекислота и кремниевая кислота проходят через фильтр транзитом. Количество анионов сильных кислот в обессоливаемой (после известкования) воде будет:

$$C_{с.к} = SO_4 + Cl = 4,6 + 3 = 7,6 \text{ мг-экв/л}.$$

Количество анионов сильных кислот, удаляемых на анионитных фильтрах, определяется по формуле (5-74):

$$A_{с.к} = 24 \cdot 700\,(7,6 - 0,7) = 115\,920 \text{ г-экв/сут},$$

где 700 — производительность установки, м³/ч; 0,7 — остаточное содержание хлора.

Принимаем к установке 8 анионитных фильтров $D_у=3400$ мм, $H_{сл}=2,0$ м, один из них резервный (пустой).

Нормальная скорость фильтрования при работе всех рабочих фильтров определяется из уравнения (5-73)

$$w_н = \frac{700}{9,1 \cdot 7} \doteq 11 \text{ м/ч}.$$

Максимальная скорость фильтрования при регенерации одного из фильтров определяется из уравнения (5-73а)

$$w_м = \frac{700}{9,1 \cdot 6} = 12,8 \text{ м/ч}.$$

Для анионита марки АН-31 скорость фильтрования временно (до улучшения качества) не допускается более 20 м/ч.

Количество регенераций в сутки каждого анионитного фильтра определим по формуле (5-75):

$$n = \frac{115\,920}{9,1 \cdot 2 \cdot 1078 \cdot 7} = 0,85 \text{ раза/сут},$$

где 2 — высота слоя анионита, м; 1078 — рабочая обменная способность анионита, определяется по уравнению (5-76):

$$E_р^а = 0,8 \cdot 1500 - 0,8 \cdot 20 \cdot 7,6 = 1076 \text{ г-экв/м}^3;$$

0,8 — коэффициент эффективности регенерации анионита при удельном расходе щелочи 60 г/г-экв погло-

щаемых сульфатов и хлоридов; 1500 — обменная способность анионита АН-31 при анионировании, г-экв/м³; 20 — расход воды на отмывку анионита АН-31 в ОН-форме, м³/м³; 7,6 — кислотность обессоливаемой воды, поступающей на анионитные фильтры, мг-экв/л.

Расход 100%-ного NaOH на одну регенерацию фильтра определяется по формуле (5-77):

$$[NaOH]_{рег}=\frac{60\cdot 9,1\cdot 2\cdot 1076}{1000}=1170 \text{ кг}.$$

Расход технического едкого натра, содержащего 42% NaOH, на одну регенерацию фильтра составит:

$$[NaOH]_{42}=\frac{1170\cdot 100}{1000\cdot 1,45\cdot 42}=1,92 \text{ м}^3.$$

Расход технического 42%-ного NaOH составит:

в сутки $1,92\cdot 0,85\cdot 7=11,42$ м³;

в месяц $11,42\cdot 30=342,6$ м³.

Расход технического NaOH составит:

в сутки $11,42\times 1,45=16,5$ т;

в месяц $342,6\times 1,45=497$ т.

Расход воды на одну регенерацию анионитного фильтра слагается из:

а) расхода воды на взрыхляющую промывку анионитного фильтра, определяемого по формуле (5-79):

$$Q_{взр}=\frac{3\cdot 9,1\cdot 60\cdot 30}{1000}=49,1 \text{ м}^3;$$

б) расхода воды на приготовление 4%-ного регенерационного раствора, определяемого по формуле (5-80):

$$Q_{р.р}=\frac{1170\cdot 100}{1000\cdot 1,043\cdot 4}=28 \text{ м}^3;$$

в) расхода воды на отмывку анионита от продуктов регенерации, определяемого по формуле (5-81):

$$Q_{от}=20\cdot 9,1\cdot 2=364 \text{ м}^3.$$

Общий расход воды на одну регенерацию анионитного фильтра с учетом использования отмывочной воды на взрыхляющую промывку фильтра определяется по формуле (5-83):

$$Q^{а}_{с.н}=28+364=392 \text{ м}^3.$$

Среднечасовой расход воды на собственные нужды определяем по формуле (5-84):

$$Q^{ч}_{с.н}=\frac{392\cdot 0,85\cdot 7}{24}=95 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Принимаем округленно среднечасовой расход на собственные нужды анионитных фильтров 100 м³/ч.

Время регенерации фильтра слагается из:

а) продолжительности взрыхления — 30 мин;

б) времени пропуска регенерационного раствора:

$$t^{а}_{р.р}=\frac{28}{4\cdot 9,1}=0,77 \text{ ч},$$

где 4 — скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч;

в) времени отмывки фильтра от NaOH и продуктов регенерации:

$$t^{а}_{от}=\frac{364}{9,1\cdot 10}=4 \text{ ч},$$

где 10 — скорость отмывки анионитного фильтра, м/ч.

Продолжительность регенерации анионитного фильтра составит:

$$t^{а}_{рег}=0,5+0,77+4=5,27 \text{ ч}.$$

Межрегенерационный период работы фильтра определим по уравнению (5-85):

$$T_{а}=\frac{24}{0,85}-5,27\approx 23 \text{ ч}.$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров определяется по формуле (5-29):

$$n_{о.р}=\frac{0,85\cdot 7\cdot 5,27}{24}=1,3.$$

По уравнению (5-90) проверяем допустимую скорость фильтрования на анионитных фильтрах:

$$w_{рас}=\frac{1076\cdot 2}{23\cdot 7,6+0,03\cdot 1076\cdot 0,7^2(\ln 7,6-\ln 0,7)}=11 \text{ м/ч}.$$

Для лучшего использования обменной способности анионита следует работать при $w\leqslant 11$ м/ч, однако $w_{р}$ необходимо проверять по полученному аниониту в части $E_{пол}$ и фракционного состава (d).

в) ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Вода на водород-катионитные фильтры поступает после известкования и коагуляции, состав воды приведен в § 10-2, а. Диаграмма гипотетического состава воды после известкования приведена на рис. 10-3.

Производительность водород-катионитных фильтров должна обеспечить заданную производительность обессоливающей установки 700 м³/ч и собственные нужды анионитных фильтров:

$$Q_н = 700 + 100 = 800 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество катионов, удаляемых на водород-катионитных фильтрах, определяется по формуле (5-68):

$$A_к = 24 \cdot (0{,}4 + 3 + 4{,}9 - 1{,}7)\,800 = 126\,720 \text{ г-экв/сут},$$

где 1,7 — остаточное содержание натрия в частично обессоленной воде, г-экв/м³ (§ 10-2, а).

В связи с большой минерализацией воды для сокращения расхода серной кислоты принимаем противоточное катионирование (фильтрование сверху вниз, регенерация снизу вверх), осуществляемое на противоточных водород-катионитных фильтрах, загруженных катионитом марки КУ-2.

Расход серной кислоты принимаем по рис. 5-6. При противотоке и содержании анионов сильных кислот в известкованной воде 7,6 мг-экв/л удельный расход серной кислоты составит 80 г на 1 г-экв обменной способности катионита.

Принятый по рис. 5-6 удельный расход кислоты обеспечивает эффективную регенерацию катионита $\alpha_э = 0{,}90 \div 0{,}93$. Принимаем к установке семь противоточных фильтров $D_у = 3400$ мм, $H_{сл} = 3{,}3$ м (один из них резервный, пустой).

Нормальную скорость фильтрования при работе всех фильтров определяем по формуле (5-44):

$$w_н = \frac{800}{9{,}1 \cdot 6} = 14{,}6 \text{ м/ч}.$$

Максимальную скорость фильтрования при регенерации одного из фильтров определяем по формуле (5-45):

$$w_м = \frac{800}{9{,}1 \cdot 5} = 17{,}6 \text{ м/ч}.$$

Количество регенераций каждого фильтра в сутки определяем по формуле (5-69):

$$n = \frac{126\,720}{9{,}1 \cdot 3{,}3 \cdot 1140 \cdot 6} = 0{,}6,$$

где 1140 — рабочая емкость поглощения катионита КУ-2-8, определяемая по уравнению (5-70):

$$E^н_{р} = 0{,}9 \cdot 1300 - 0{,}5 \cdot 6{,}5\,(3{,}4 + 4{,}9) = 1140 \text{ г-экв/м}^3.$$

Расход 100%-ной серной кислоты на одну регенерацию фильтра определяем по формуле (5-71):

$$Q_к = \frac{80 \cdot 9{,}1 \cdot 3{,}3 \cdot 1140}{1000} = 2739 \text{ кг},$$

где 80 — удельный расход серной кислоты, принятый по графику рис. 5-6 для противотока 80 г на 1 г-экв обменной способности катионита.

Суточный расход технической 92%-ной серной кислоты определяем по формуле (5-49):

$$Q^{сут}_к = \frac{2739 \cdot 0{,}6 \cdot 6 \cdot 100}{92 \cdot 1000} = 10{,}72 \text{ т/сут}.$$

Расход технической серной кислоты в месяц составит

$$Q^м_к = 10{,}7 \cdot 30 = 321 \text{ т/мес}.$$

Расход воды на одну регенерацию фильтра слагается из:

а) расхода воды на взрыхляющую промывку фильтра, определяемого по рекомендациям § 5-6, г):

$$Q^н_{взр} = \frac{10 \cdot 9{,}1 \cdot 15}{1000 \cdot 60} \approx 23 \text{ м}^3;$$

б) расхода воды на приготовление регенерационного раствора нарастающей концентрации, определяемого по формуле (5-72):

$$Q_{р.н.к} = \frac{Q_к \cdot 100}{1000}\left(\frac{0{,}4}{1 \cdot \rho_1} + \frac{0{,}3}{3 \cdot \rho_3} + \frac{0{,}3}{6 \cdot \rho_6}\right) = \frac{2739 \cdot 100}{1000}\left(\frac{0{,}4}{1 \cdot 1{,}006} + \right.$$

$$+\frac{0,3}{3\cdot 1,02}+\frac{0,3}{6\cdot 1,04}\Big)\approx 151\ \text{м}^3;$$

в) расхода воды на отмывку катионита от продуктов регенерации, определяемого по формуле (5-51):

$$Q_{\text{от}} = 6,5\cdot 9,1\cdot 3,3 = 195\ \text{м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию водород-катионитного фильтра с учетом использования отмывочной воды на взрыхление составит:

$$Q_{\text{Н}} = 23 + 151 + (195 - 23) = 346\ \text{м}^3.$$

Суточный расход воды на регенерацию всех фильтров составит:

$$Q_{\text{Н}}^{\text{сут}} = Q_{\text{Н}}na = 346\cdot 0,6\cdot 6 = 1246\ \text{м}^3/\text{сут}.$$

Среднечасовой расход воды на собственные нужды водород-катионитных фильтров составит:

$$Q_{\text{Н}}^{\text{ч}} = \frac{1246}{24} = 52\ \text{м}^3/\text{ч}.$$

Суточный расход воды на собственные нужды обессоливающей установки составит:

$$Q_{\text{о.у}}^{\text{с.н}} = 2265 + 1246 = 3511\ \text{м}^3/\text{сут}.$$

Среднечасовой расход воды на собственные нужды обессоливающей установки составит:

$$Q_{\text{ч}}^{\text{с.н}} = \frac{3511}{24} = 146\ \text{м}^3/\text{ч},$$

или в процентах от производительности обессоливающей установки

$$q_{\text{о.у}}^{\text{с.н}} = \frac{146\cdot 100}{700} = 21\%.$$

10-3. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ВОДОРОД-КАТИОНИРОВАНИЯ С «ГОЛОДНОЙ» РЕГЕНЕРАЦИЕЙ ФИЛЬТРОВ

а) ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ И ВЫБОР СХЕМЫ

Производительность установки 43 м³/ч.

Химически очищенная вода используется для подпитки тепловых сетей с открытым водоразбором. Качество подпиточной воды должно быть:

Содержание кислорода, мг/л 0,05
Карбонатная жесткость, мг-экв/л не более . . . . [illegible],7
Содержание взвешенных веществ, мг/л [illegible],0
pH . . . . 7—8,5
Свободная углекислота, мг/л 0

Качество подпиточной воды, используемой для горячего водоснабжения, должно отвечать ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая».

Исходная вода поступает из артезианской скважины и имеет состав: сухой остаток $S=412$ мг/л; pH=7,4 общая жесткость $Ж_{\text{о}}=6,4$ мг-экв/л; карбонатная жесткость $Ж_{\text{к}}=6,0$ мг-экв/л.

Ионный состав воды:

	мг/л	мг-экв/л		мг/л	мг-экв/л
Ca	68,14	3,4	HCO_3	366,12	6,0
Mg	36,48	3,0	SO_4	21,6	0,45
Na	35,65	1,55	Cl	53,2	1,5
$\Sigma\ Кат = 7,95$			$\Sigma\ Ан = 7,95$		

Отношения, характеризующие катионный и анионный состав, определим по уравнениям (2-13) и (2-14):

$$K = \frac{1,55}{3,40 + 3,00} = 0,24;$$

$$A = \frac{6}{1,50 + 0,45} = 3,1.$$

По табл. 2-4 определяем, что в соответствии с полученными величинами K и A состав исходной воды благоприятствует проведению процесса водород-катионирования с «голодной» регенерацией и в расчетах можно принять следующие данные: рабочая обменная способность сульфоугля 300 г-экв/м³; расход кислоты на регенерацию 35—45 г/г-экв; остаточная карбонатная щелочность водород-катионированной воды — 0,5—0,7 мг-экв/л.

Для устранения колебаний щелочности воды и появления кислой реакции после водород-катионитных фильтров устанавливаются буферные саморегенерирующиеся фильтры.

б) ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Принимаем к установке три водород-катионитных фильтра $D_у = 1500$ мм, $H_{сл} = 2{,}0$ м (один из них резервный на случай ремонта одного из фильтров).

Нормальную скорость фильтрования при работе всех фильтров определяем из уравнения (5-44):

$$w_н = \frac{43}{1{,}72 \cdot 2} = 12{,}5 \text{ м/ч};$$

максимальную скорость фильтрования при регенерации одного из фильтров определяем из уравнения (5-45):

$$w_м = \frac{43}{1{,}72 \cdot 1} = 25 \text{ м/ч}.$$

Скорости фильтрования отвечают допустимым нормам, приведенным в табл. 5-9.

Количество солей жесткости, удаляемое на водород-катионитных фильтрах, определим по уравнению (5-46):

$$A_Н = 24 \cdot 43 (6{,}0 - 0{,}7) = 5470 \text{ г-экв/сут},$$

где 0,7 — остаточная карбонатная жесткость (щелочность) — см. § 10-30.

Количество регенераций каждого водород-катионитного фильтра определяем по уравнению (5-47):

$$n = \frac{5470}{1{,}72 \cdot 2 \cdot 300 \cdot 2} = 2{,}64 \text{ раза/сут},$$

где 300 — рабочая обменная способность сульфоугля, г-экв/м³ определяем по табл. 2-4.

Количество регенераций не превышает допустимых норм — 3 регенераций в сутки каждого фильтра, даже при ремонте одного из них.

Расход 100%-ной серной кислоты на одну регенерацию водород-катионитного фильтра определяем по формуле (5-48):

$$Q^р_{к.г} = \frac{45 \cdot 1{,}72 \cdot 2 \cdot 300}{1000} = 46{,}5 \text{ кг}.$$

Суточный расход технической 92%-ной серной кислоты определяем по формуле (5-49):

$$Q^{сут}_{к.г} = \frac{46{,}5 \cdot 2{,}64 \cdot 2 \cdot 100}{92} = 268 \text{ кг/сут}.$$

Расход воды на одну регенерацию водород-катионитных фильтров слагается из:

а) расхода воды на взрыхляющую промывку фильтра, определяемого по формуле (5-19):

$$Q_{взр} = \frac{3{,}0 \cdot 1{,}72 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 4{,}65 \text{ м}^3;$$

б) расхода воды на приготовление регенерационного раствора, определяемого по формуле (5-50):

$$Q_{р.г} = \frac{46{,}5 \cdot 100}{1000 \cdot 1{,}5 \cdot 1{,}0085} = 3{,}1 \text{ м}^3;$$

в) расхода воды на отмывку катионита от продуктов регенерации, определяемого по формуле (5-51):

$$Q_{от} = 5 \cdot 1{,}72 \cdot 2 = 17{,}2 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию водород-катионитного фильтра с учетом использования отмывочной воды на взрыхляющую промывку фильтра определяется по уравнению (5-53):

$$Q^Н_{с.н.и} = 3{,}1 + 17{,}2 \approx 20{,}3 \text{ м}^3.$$

Среднечасовой расход воды на собственные нужды водород-катионитных фильтров определяем по формуле (5-53а):

$$Q^ч_{с.н} = \frac{20{,}3 \cdot 2{,}64 \cdot 2}{24} = 4{,}5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Время регенерации фильтра определим по уравнению (5-55):

$$t^Н_{рег} = 15{,}0 + 10{,}8 + 60{,}0 \approx 86{,}8 \text{ мин, или } 1{,}45 \text{ ч};$$

10,8 — время пропуска регенерационного раствора, определяемое из уравнения (5-56):

$$t^Н_{р.р} = \frac{6 \cdot 3{,}1}{1{,}72} = 10{,}8 \text{ мин};$$

60,0 — время отмывки фильтра от продуктов регенерации, определяемое из уравнения (5-57):

$$t^Н_{от} = \frac{6 \cdot 17{,}2}{1{,}72} = 60 \text{ мин}.$$

Межрегенерационный период работы водород-катионитного фильтра

определяется из уравнения (5-54):

$$T_{н} = \frac{24}{2,64} - 1,45 = 7,6 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров определяем по уравнению (5-29):

$$n_{о.р} = \frac{2,64 \cdot 2 \cdot 1,45}{24} = 0,32.$$

Так как $n_{о.р}=0,32<1$, совпадений регенераций фильтров не будет.

в) МЕРНИК КРЕПКОЙ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ

Объем суточного расхода технической 92%-ной серной кислоты составит:

$$V_{к}^{сут} = \frac{Q_{к.г}^{сут}}{1000 \cdot 1,83} = \frac{268}{1000 \cdot 1,83} \approx 0,15 \text{ м}^3,$$

где 1,83 — плотность 92%-ной H_2SO_4, т/м³.

Емкость мерника на суточный запас кислоты

$$V_{к} = 1,3\, V_{к}^{сут} = 1,3 \cdot 0,15 \approx 0,2 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке мерник крепкой кислоты $V=0,25$ м³, $D_{у}=560$ мм, $H=1376$ мм.

г) РЕЗЕРВУАР ХРАНЕНИЯ КРЕПКОЙ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ

Необходимая емкость бака для хранения месячного запаса кислоты

$$V_{б} = 1,3\, V_{к}^{сут} \cdot 30 = 1,3 \cdot 0,15 \cdot 30 \approx \approx 6,00 \text{ м}^3.$$

Для хранения крепкой серной кислоты принимаем резервуар наименьшего объема, изготовляемый ТКЗ (табл. 7-16), $V=15$ м³; $D_{у}=2000$ мм; $L=5600$ мм.

д) БУФЕРНЫЕ САМОРЕГЕНЕРИРУЮЩИЕСЯ ФИЛЬТРЫ

Для устранения колебаний щелочности воды после водород-катионитного фильтра, работающего с «голодной» регенерацией, устанавливается буферный фильтр, высота слоя сульфоугля в фильтре должна быть $H_{сл}=2$ м, скорость фильтрования от 30 до 40 м/ч.

Принимаем к установке в качестве буферных два водород-катионитных фильтра $D_{у}=1000$ мм, $H_{сл}=2$ м, скорость фильтрования при этом будет:

$$w_{б} = \frac{43}{0,76 \cdot 2} = 28,3 \text{ м/ч.}$$

Буферные саморегенерирующиеся фильтры не должны иметь подвода регенерационных растворов (на штуцер фильтра ставится заглушка), для взрыхляющей промывки должна подводиться исходная вода.

Для заданного состава воды (жесткость почти вся карбонатная) при взрыхляющей промывке одного из фильтров часть воды можно пропускать помимо буферных фильтров.

е) ДЕКАРБОНИЗАТОР

Декарбонизатор подбираем по табл. 8-5 исходя из производительности $Q=43$ м³/ч и карбонатной жесткости $Ж_{к}=6$ мг-экв/л.

Принимаем к установке декарбонизатор с характеристиками $Q=50$ м³/ч, $D_{у}=1030$ мм, $H=4800$ мм, высота засыпки колец Рашига $H_{к.р}=3,1$ м.

Пример подробного расчета декарбонизатора приведен в § 5-8.

ж) ВЕНТИЛЯТОР К ДЕКАРБОНИЗАТОРУ

Расход воздуха, подаваемого в декарбонизатор, определяется по формуле (5-99):

$$Q_{воз} = 25 \cdot 43 = 1075 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 25 — удельный расход воздуха в схемах умягчения, м³/м³.

Сопротивление проходу воздуха через декарбонизатор определяется по уравнению (5-100):

$$\Sigma\zeta = 25 \cdot 1,38 + 40 = 137,5 \text{ мм вод. ст.}$$

Устанавливаем к декарбонизатору вентилятор Ц4-70 № 3 $Q=1100$ м³/ч, $H=140$ мм вод. ст. с электродвигателем типа АО2-21-2, $N=1,5$ кВт, $n=2850$ об/мин.

и) БАК ДЕКАРБОНИЗИРОВАННОЙ ВОДЫ

Принимаем к установке бак декарбонизированной воды, $V = 25$ м³, $D_у$ 2870 мм, $L = 2862$ мм. Емкость бака обеспечивает получасовой запас декарбонизированной воды.

к) НАСОС ДЕКАРБОНИЗИРОВАННОЙ ВОДЫ

Насос должен обеспечить подачу 43 м³/ч декарбонизированной воды в деаэратор подпитки тепловых сетей, потери напора по этому тракту, м вод. ст., составляют:

Потери напора в водоводяном теплообменнике	3
Потери напора в охладителе выпара	3
Высота подъема в деаэратор	11
Сопротивления на вводе в деаэратор	12
Потери в шайбах расходомеров 1,5×1	1,5
Потери напора в трубопроводах	2
Суммарные потери напора	32,5 м вод. ст

Принимаем к установке два насоса (один резервный) 3К-6а, $Q = 50$ м³/ч, $H = 33{,}5$ м вод. ст., с электродвигателем АО2-51-2, $N = 10$ кВт, $n = 2900$ об/мин.

л) ПРОМЫВОЧНЫЙ БАК

Для взрыхляющей промывки водород-катионитного фильтра устанавливаем промывочный бак, емкость которого должна быть

$$V_б = 1{,}3 Q_{взр} = 1{,}3 \cdot 4{,}65 = 6 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке бак, $V = 6$ м³, $D_у$ 1750 мм, $H = 2{,}5$ мм.

м) ПРОМЫВОЧНЫЙ НАСОС

Насос должен обеспечить взрыхляющую промывку водород-катионитного фильтра, при котором часовой расход воды составляет:

$$Q_{взр} = \frac{3 \cdot 1{,}72 \cdot 60 \cdot 60}{1000} = 18{,}6 \text{ м}^3/\text{ч},$$

обозначения см. к уравнению (5-19).

Напор насоса для взрыхляющей промывки водород-катионитных фильтров, м вод. ст., слагается из:

Сопротивления водород-катионитных фильтров при скорости взрыхления 10 м/ч	7
Сопротивления трубопроводов	2
Сопротивления шайб расходомеров	1,5
Суммарные потери напора	11 м вод. ст.

Принимаем к установке один промывочный насос типа 2К-9а, $Q = 21$ м³/ч, $H = 13{,}2$ м вод. ст., с электродвигателем АОЛ2-21-2, $N = 1{,}5$ кВт, $n = 2860$ об/мин.

10-4. РАСЧЕТ ВОДОПОДГОТОВКИ КОМБИНИРОВАННОЙ КОТЕЛЬНОЙ

а) ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ

Ниже приведен сокращенный (без разъяснений, приведенных в предыдущих параграфах) пример табличного расчета водоподготовительной установки для комбинированной котельной. Расчеты выполнены на основании нормативных данных, приведенных в «Указаниях по проектированию котельных установок» СН 350-66 (именуемых в дальнейшем «Указания») и в соответствующих главах настоящего справочника.

Водоподготовительная установка предназначается для приготовления воды, идущей на питание паровых котлов (добавок, восполняющий потери пара и конденсата) и для подпитки тепловых сетей с открытой системой теплоснабжения (температура подогрева сетевой воды 150°С).

В комбинированной котельной установлены три паровых котла типа ДКВр-20-13 и два водогрейных котла типа ТВГМ-30. В проекте должна быть предусмотрена возможность расширения (вторая очередь строительства) на один паровой и один водогрейный котел. Деаэрация питательной воды предусматривается в термических деаэраторах барботажного типа. Деаэрация подпиточной воды принимается в таком же деаэраторе (может осуществляться и в вакуум-

ном деаэраторе). Пароводяной баланс котельной приведен в табл. 10-1.

В котельную подается артезианская вода, отвечающая ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая», с температурой 5°С и давлением на вводе 25 м вод. ст. Анализ воды из артезианской скважины, принятый в расчете водоподготовительной установки, приведены в табл. 10-2.

Таблица 10-1

Пароводяной баланс котельной

Составляющие баланса	Максимально-зимний режим	
	Первая очередь строительства	Вторая очередь строительства
Паропроизводительность котельной, т/ч	84	112
Расход пара на производство, т/ч	67	82
Потери на производстве*, т/ч	33	41
Потери на разогрев мазута (постоянные), т/ч	1,1	1,1
Потери в деаэраторе подпиточной воды, т/ч	5,8	7,7
Потери с выпаром в деэраторе, т/ч	0,2	0,3
Потери в котельной (2% паропроизводительности), т/ч	1,7	2,2
Суммарные потери пара и конденсата, т/ч	41,8	52,3
То же, % паропроизводительности	50	47
Расход воды на горячее водоснабжение, $м^3/ч$	218	326
То же на подпитку тепловых сетей, $м^3/ч$	12	14

* Единовременный расход на разогрев мазута при разгрузке транспорта восполняется за счет уменьшения отпуска пара на производство.

Таблица 10-2

Анализ исходной воды

Показатель	мг/л	мг-экв/л
Сухой остаток $S_{и.в}$	1000	—
Жесткость общая $Ж_о$	—	10,0
Жесткость карбонатная $Ж_к$ (щелочность)	—	9,0
Катионы:		
кальций Ca^{2+}	120	6,0
магний Mg^{2+}	48,6	4,0
железо Fe^{2+}	Нет	Нет
натрий Na^+	173	7,5
Сумма катионов Σ *Кат*	—	17,5
Анионы:		
бикарбонат HCO_3^-	549	9,0
сульфат SO_4^{2-}	264	5,5
хлорид Cl	106,5	3,0
Сумма анионов Σ *Ан*, pH = 7,4 при t=20°С	—	17,5

б) ВЫБОР СХЕМЫ ПРИГОТОВЛЕНИЯ ВОДЫ

Качество питательной воды для паровых экранированных котлов, сжигающих высококалорийное топливо (мазут) при работе на давлении 13 кгс/см², должно отвечать нормам, приведенным в Указаниях: кислород — 0,1 мг/л; общая жесткость — 0,02 мг-экв/л; железо — 0,2 мг/л; масло — 5,0 мг/л; свободная углекислота должна отсутствовать. Качество подпиточной воды для тепловых сетей с открытой системой теплоснабжения должно отвечать нормам: кислород <0,05 мг/л; карбонатная жесткость <0,7 мг-экв/л; взвешенные вещества <5 мг-л; pH=7÷8,5. При открытой системе теплоснабжения, кроме перечисленных показателей, подпиточная вода должна также отвечать требованиям ГОСТ 2874-73 «Вода питьевая».

Выбор схемы обработки воды для паровых котлов приводится по трем основным показателям: величине продувки котлов, относительной щелочности котловой воды и содержанию углекислоты в паре. Сначала проверяется, допустима ли наиболее простая схема обработки воды натрий-катионирования по этим показателям. Продувка котлов определяется по формуле (4-1):

$$P = \frac{S_{о.в}\alpha_{о.в}\cdot 100}{S_{к.в} - S_{о.в}\alpha_{о.в}} = \frac{1060\cdot 0,5\cdot 100}{10\,000\cdot 1060\cdot 0,5} = 5,6\%,$$

где $S_{о.в}$ — сухой остаток обработанной воды, мг/л, определяемый в соответствии с указаниями, приведенными в § 1-3, исходя из данного состава исходной воды при обработке ее по схеме натрий-катионирования; $\alpha_{о.в}$ — потери пара и конденса-

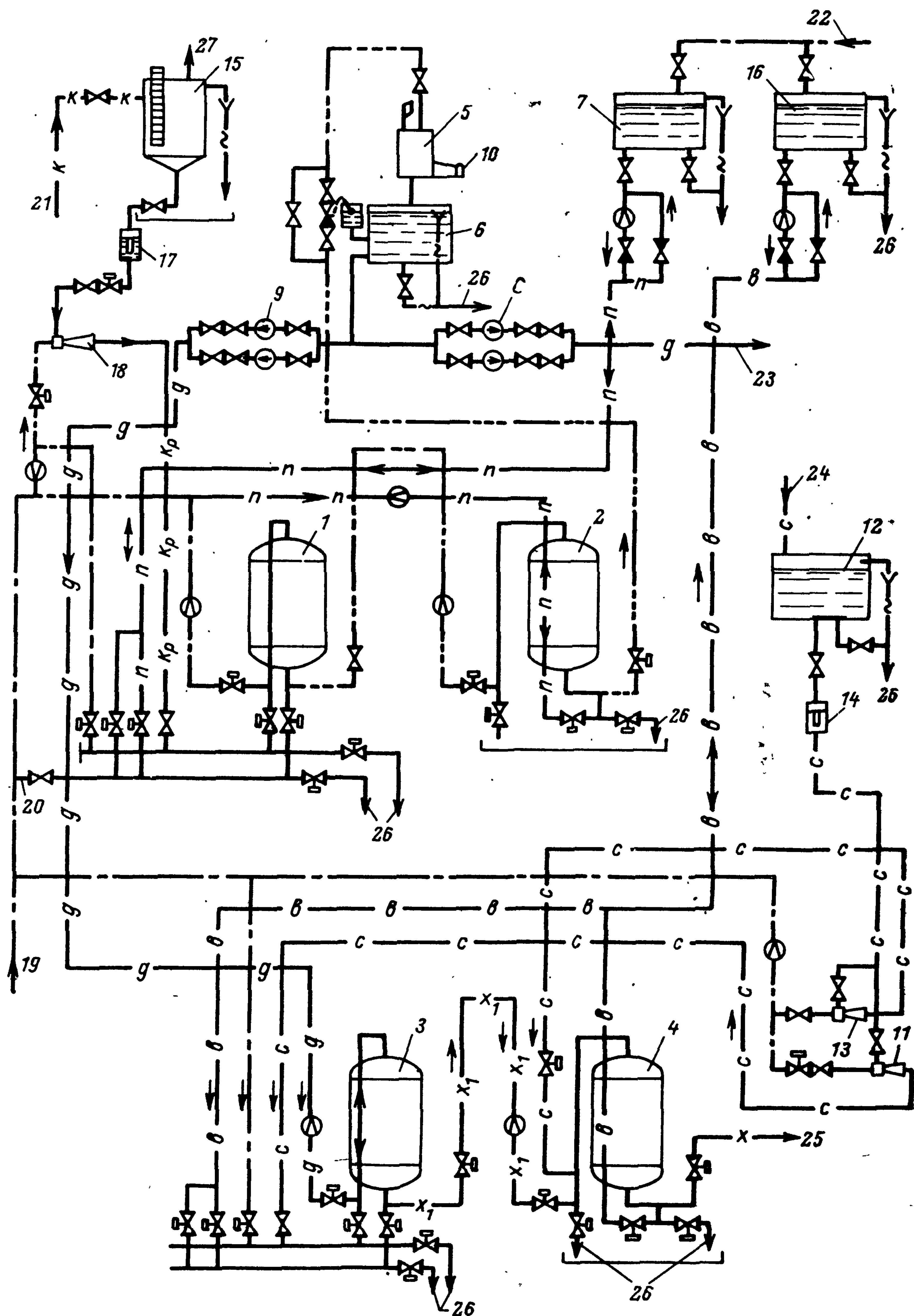


Рис. 10-5. Схема автоматизированной водоподготовительной установки.

1 — водород-катионитный фильтр первой ступени; 2 — буферный саморегенерирующийся фильтр; 4 — натрий-катионитный фильтр второй ступени; 5 — декарбонизатор; 6 — бак декарбонизированной воды низированной воды для подпитки тепловых сетей; 8 — насос декарбонизированной воды для паровых к натрий-катионитным фильтрам первой ступени; 11 — расходный бак крепкого раствора соли; 12 — эжектор второй ступени; 13 — поплавковый регулятор уровня крепкого раствора соли; 14 — мерник крепкой серной катионитных фильтров; 16 — поплавковый регулятор постоянного уровня крепкой серной кислоты; после теплообменника; 19 — исходная вода на гидроперегрузку; 20 — серная кислота со склада; 21 — из 23 — крепкий раствор соли со склада; 24 — в деаэратор питательной воды; 25 — в дренаж; 26 — выхлоп

Примечание. Для упрощения схемы в каждой группе фильтров одного назначения приведен только один. Спецификация оборудования приведена в табл. 10-4.

та или доля химически обработанной воды в питательной; принимается по табл. 10-1 и составляет 0,5 (или 50% паропроизводительности котельной); $S_{к.в}$ — сухой остаток котловой воды для котлов ДКВр-20-13, оборудованных устройством для двухступенчатого испарения и выносными циклонами; по данным Бийского котельного завода составляет 10 000 мг/л.

Как видно из расчета, величина продувки не превышает допустимых 10%, по этому показателю схему обработки воды путем натрий-катионирования можно применить.

Относительная щелочность котловой воды $Щ_{от}^{к.в}$ или, что то же, химически обработанной воды $Щ_{от}^{о.в}$ определяем по формуле (4-2):

$$Щ_{от}^{к.в} = Щ_{от}^{о.в} = \frac{40 Щ_{о.в} \cdot 100}{S_{о.в}} =$$

—— · —— · ——	*Трубопровод исходной воды*
—— · · —— · · ——	*Трубопровод воды, прошедшей водород-катионитные фильтры*
—— · · · —— · · · ——	*Трубопровод воды, прошедшей буферные фильтры*
—— д —— д ——	*Трубопровод декарбонизированной воды*
—— с ——	*Трубопровод раствора соли*
—— в ——	*Трубопровод взрыхляющей промывки натрий-катионитных фильтров*
—— п ——	*Трубопровод взрыхляющей промывки водород-катионитных фильтров*
—— к ——	*Трубопровод крепкой серной кислоты*
—— $к_р$ ——	*Трубопровод регенерационного раствора серной кислоты*
—— х ——	*Трубопровод обработанной воды*
—— $х_1$ ——	*Трубопровод обработанной воды после первой ступени натрий-катионирования*
—— ~ ——	*Сброс в дренаж, перелив*
——▶◀——	*Обратный клапан*
——⧓——	*Мембранно-исполнительный клапан с гидроприводом (МИК)*
——⊖——	*Диафрагма показывающего расходомера*
——▷◁——	*Задвижка, вентиль*

3 — натрий-катионитный фильтр первой ступени;
для подпитки тепловых сетей; *7* — насос декарбо-
котлов; *9* — вентилятор; *10* — эжектор раствора соли
раствора соли к натрий-катионитным фильтрам
кислоты; *15* — бак промывочной воды натрий-
17 — эжектор раствора кислоты; *18* — исходная вода
водопровода; *22* — в деаэратор подпиточной воды;
в атмосферу.

$$= \frac{40 \cdot 9 \cdot 100}{1060} = 34\%,$$

где $Щ_{о.в}$ — щелочность воды, обработанной по схеме натрий-катионирования, равна щелочности исходной воды (карбонатной жесткости) — 9 мг-экв/л.

По полученной величине относительной щелочности (34%) в соответствии с нормами схему обработки воды путем натрий-катионирования можно применить с дозировкой нитратов в химически обработанную воду. Содержание углекислоты в паре при деаэрации химически обработанной воды в термическом барботажном деаэраторе определяем по формуле (4-4):

$$CO_2 = 22 Щ_{о.в} \alpha_{о.в} (0,4 + 0,7) =$$
$$= 22 \cdot 9 \cdot 0,5 \cdot 1,1 = 109 \text{ мг/кг},$$

где 22 — эквивалент CO_2, мг; 0,4 — доля разложения $NaHCO_3$ в котле (60% разложилось в барботажном деаэраторе); 0,7 — доля разложения Na_2CO_3 в котле, работающем на давлении 13 кгс/см^2.

По концентрации углекислоты в паре (109 мг/кг) обязательно применение схемы обработки воды со снижением содержания бикарбонатов (щелочности) в исходной воде. Это может быть достигнуто водород-катионированием с «голодной» регенерацией фильтров.

Проверяем правильность выбора схемы водород-катионирования с «голодной» регенерацией.

Продувка котлов при этом составит:

$$P = \frac{600 \cdot 0,5 \cdot 100}{1000 - 600 \cdot 0,5} = 3,1\%,$$

где 600 — сухой остаток воды, обработанной по схеме: водород-катионирование с «голодной» регенерацией, декарбонизация, двухступенчатое натрий-катионирование (см. § 1-3), мг/л.

Относительная щелочность котловой воды:

$$Щ_{от}^{к.в} = Щ_{от}^{о.в} = \frac{40 \cdot 0,7 \cdot 100}{600} = 4,7\%,$$

где 0,7 — остаточная карбонатная жесткость после водород-катионирования, мг-экв/л.

Количество углекислоты в паре:

$$CO_2 = 22 \cdot 0{,}7 \cdot 0{,}5 \cdot 1{,}1 = 8{,}5 \text{ мг/кг}.$$

Как показывает проверочный расчет, схема водород-катионирования по всем показателям дает воду нужного качества. Для паровых котлов принимается схема: водород-катионирование с «голодной» регенерацией, декарбонизация, двухступенчатое натрий-катионирование (для глубокого умягчения воды до 0,02 мг-экв/л) и термическая барботажная деаэрация, при которой удаляется кислород до 0,03 мг/л и частично полусвязанная углекислота (около 60%) за счет разложения $NaHCO_3$ при нагревании.

Для тепловых сетей с открытой схемой теплоснабжения обработка воды путем натрий-катионирования при карбонатной жесткости исходной воды больше 4 мг-экв/л недопустима по величине pH обработанной воды; поэтому водород-катионирование с «голодной» регенерацией — первая стадия обработки воды для паровых котлов,— может быть принято и для тепловых сетей. Для устранения колебания щелочности и предотвращения появления кислой реакции в подпиточной воде тепловых сетей после водород-катионитных фильтров требуется установка буферных саморегенерирующихся фильтров.

Схема обработки для тепловых сетей с открытой системой теплоснабжения будет: водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров, буферные саморегулирующиеся фильтры, декарбонизация и деаэрация в специальном деаэраторе подпитки.

Таким образом первая стадия обработки воды: водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров, буферные саморегулирующиеся фильтры и декарбонизация — будет общей для паровых котлов и тепловых сетей.

в) ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Расход химически обработанной воды на питание паровых котлов слагается из потерь пара и конденсата, приведенных в табл. 10-1, и для первой очереди строительства составляет:

$$Q^{I}_{п.к} = 33 \cdot 1{,}2 + 1{,}1 + 5{,}8 + 0{,}2 + 1{,}7 + 84\,\frac{3{,}1}{100} \approx 51 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 1,2 — коэффициент, учитывающий возможность недовозврата 20% конденсата; 3,1 — продувка котлов, определенная при работе водоподготовки по схеме водород-натрий-катионирования, %.

Для второй очереди строительства:

$$Q^{II}_{пк} = 41 \cdot 1{,}2 + 1{,}1 + 7{,}7 + 0{,}3 + 2{,}2 + 112\,\frac{3{,}1}{100} \approx 64 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Производительность водоподготовительной установки слагается из следующих расходов воды, м³/ч:

	Первая очередь	Вторая очередь
Питание паровых котлов . .	51	64
Подпитка тепловых сетей . .	12	14
Горячее водоснабжение . .	218	326
Общий расход химически обработанной воды	281	404

г) РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ

Расчет оборудования водоподготовительной установки необходимо начинать с хвостовой части, т. е. с натрий-катионитных фильтров второй ступени, поскольку головная часть установки (водород-катионитные фильтры) должна пропустить дополнительное количество воды, идущей на собственные нужды натрий-катионитных фильтров. Расчет основного оборудования приведен в табл. 10-3; полный состав оборудования водоподготовительной установки приведен в табл. 10-4.

Таблица 10-3

Расчет основного оборудования

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
Натрий-катионитные фильтры второй ступени (расчет приведен в § 5-3)		
1. Производительность фильтров Q_{NaII}, м³/ч	51	64
2. Диаметр фильтра, мм	2000	2000
3 Высота слоя катионита (сульфоугля) $H_{сл}$, м	2,5	2,5
4. Площадь фильтрования f_{NaII}, м²	3,1	3,1
5. Объем катионита $V_к$, м³	7,75	7,75
6. Количество работающих фильтров a, шт.	1	1
7. Количество резервных фильтров (общих с первой ступенью натрий-катионирования), шт.	1	1
8. Общая жесткость фильтрата (после первой ступени натрий-катионирования), поступающего на фильтры второй ступени катионирования $Ж_о^{ост\text{-}I}$, мг-экв/л	0,1	0,1
9. Жесткость фильтрата после второй ступени катионирования $Ж_о^{ост\text{-}II}$, мг-экв/л	0,02	0,02
10. Скорость фильтрования, м/ч, $w_{NaII} = Q_{NaII}/f_{NaII}$	16,5	20,6
11. Число регенераций фильтра в сутки [см. формулы (5-13) и (5-14)] $n_{NaII} = \dfrac{Q_{NaII} Ж_о^{ост\text{-}I} \cdot 24}{V_к E_{pNaII}}$	0,05	0,06
12. Рабочая обменная способность сульфоугля на второй ступени катионирования E_{pNaII} при удельном расходе соли $q_c = 350$ г/г-экв и жесткости воды, поступающей на умягчение, 0,1 мг-экв/л, г-экв/м³	300	300
13. Расход 100%-ной соли на одну регенерацию, кг [см. формулу (5-17)] $Q_c = \dfrac{E_{pNaII} V_к q_c}{1000}$	814	814
14. Расход крепкого (26%-ного) раствора соли на одну регенерацию, м $Q_{н.р} = \dfrac{Q_c \cdot 100}{1000 \cdot 1,2 \cdot 26}$	2,6	2,6
15. Плотность 26%-ного раствора соли при 20°С, т/м³	1,2	1,2
16. Расход технической соли на регенерацию фильтра второй ступени, кг/сут $Q_{т.с} = \dfrac{Q_c n_{NaII} a 100}{93}$	43,8	52,5
17. Расход воды на регенерацию натрий-катионитного фильтра второй ступени слагается из:		
расхода воды на взрыхляющую промывку, м³ [см. формулу (5-19)] $Q_{взр} = \dfrac{4 f_{NaII} \cdot 60 t_{взр}}{1000}$	11,2	11,2
расхода воды на приготовление регенерационного раствора [см. формулу (5-20)] $Q_{р.р} = \dfrac{Q_c \cdot 100}{1000 b \rho}$, м³,	7,6	7,6
где b — концентрация регенерационного раствора, принимаем для фильтров второй ступени (см. табл. 5-4),%	10	10
ρ — плотность 10%-ного раствора NaCl при 20°С (см. табл. 15-6), г/см³	1,071	1,071
расхода воды на отмывку катионита от продуктов регенерации, м³ [см. формулу (5-21)] $Q_{от} = q_{от} f_{NaII} H_{сл} = 4 \cdot 3,1 \cdot 2,5$	31	31

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
18. Расход воды на одну регенерацию натрий-катионитного фильтра второй ступени с учетом использования отмывочных вод на взрыхляющую промывку, м³ [см. формулу (5-23)] $Q_{с.н} = Q_{р.р} + Q_{от}$	38,6	38,6
19. То же в среднем за сутки, м³/сут: $Q_{с.н} n_{NaII}$	1,9	2,3
Натрий-катионитные фильтры первой ступени		
20. Производительность фильтров (без учета незначительного часового расхода воды на отмывку фильтра второй ступени катионирования) Q_{NaI}, м³/ч	51	64
21. Диаметр фильтра, мм	2000	2000
22. Количество работающих фильтров a, шт.	2	2
23. Количество резервных фильтров общих со второй ступенью катионирования, шт.	1	1
24. Характеристика фильтра (см. пп. 2—5 настоящей таблицы)		
25. Общая жесткость воды, поступающей на фильтры первой ступени после водород-катионирования с „голодной“ регенерацией, мг-экв/л $Ж_о^{NaI} = Ж_о - Ж_к + Ж_к^{ост} = 10{,}0 - 9{,}0 + 0{,}7$	1,7	1,7
26. Жесткость фильтрата после первой ступени катионирования, мг-экв/л	0,1	0,1
27. Нормальная скорость фильтрования, м/ч, при работе всех рабочих фильтров [см. формулу (5-11)] $w_н = \frac{Q_{NaI}}{f_{NaI} a}$	8,2	10,3
28. Максимальная скорость фильтрования, м/ч, при регенерации одного из фильтров [см. формулу (5-12)] $w_м = \frac{Q_{NaI}}{f_{NaI}(a-1)}$	16,5	20,6
29. Число регенераций каждого фильтра, 1 раз/сут (см. формулу (5-14)] $n_{NaI} = \frac{Q_{NaI} Ж_о^{NaI} \cdot 24}{V_к E_{pNaI} \cdot 2}$	0,7	0,9
30. Рабочая обменная способность, г/экв/м³, при удельном расходе соли на регенерацию $q_c = 150$ г/г-экв, [см. формулу (5-15)] $E_{pNaI} = \alpha_э \beta_{NaI} \cdot 500 - 0{,}5 q Ж_о^{NaI}$	185	185
31. Расход соли на одну регенерацию, кг [см. формулу (5-17)] $Q_c = \frac{E_{pNaI} V_к q_c}{1000}$	215	215
32. Расход крепкого (26%-ного) раствора соли на одну регенерацию, м³ $Q_{н.р} = \frac{Q_c \cdot 100}{1000 \cdot 1{,}2 \cdot 26}$	0,69	0,69
33. Расход технической соли на регенерацию фильтров первой ступени, кг/сут [см. формулу (5-18)] $Q_{т.с} = \frac{Q_c n_{Na}\, a \cdot 100}{93}$	324	416

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
34. Расход воды на одну регенерацию натрий-катионитного фильтра первой ступени слагается из:		
расхода воды на взрыхляющую промывку, м³ (см. п. 17 настоящей таблицы);	11,2	11,2
расхода воды на приготовление регенерационного раствора, м³ [см. формулу (5-20)], $Q_{р.р}=\frac{Q_c\cdot 100}{1000b\rho}$,	2,9	2,9
где b — концентрация регенерационного раствора для фильтра первой ступени, принимаем по табл. 5-4, %	7	7
ρ — плотность 7%-ного раствора при 20°C (см. табл. 15-6), г/см³	1,049	1,049
расхода воды на отмывку катионита, м³ (см. п. 17 настоящей таблицы)	31	31
35. Расход воды на одну регенерацию натрий-катионитного фильтра первой ступени с учетом использования отмывочных вод при взрыхлении [см. формулу (5-23)] $Q_{сн}=Q_{р.р}+Q_{от}$	33,9	33,9
36. Расход воды на регенерацию фильтров первой ступени, м³/сут $Q^{сут}_{с.н}=33{,}9\,an_{NaI}$	47	61
37. То же в среднем за час, м³/ч	2,0	2,5
Водород-катионитные фильтры (с „голодной" регенерацией)		
38. Производительность водород-катионитных фильтров с учетом расхода воды на собственные нужды натрий-катионитных фильтров первой ступени $Q^{г}_{Н}$, м³/ч	283	407
39. Диаметр фильтра, мм	3400	3400
40. Высота слоя катионита (сульфоугля) $H_{сл}$, м	2,5	2,5
41. Площадь фильтрования $f^{г}_{Н}$, м²	9,1	9,1
42. Объем катионита $V^{г}_{к}$, м³	22,8	22,8
43. Количество работающих фильтров a, шт.	4	5
44. Количество резервных фильтров, шт.	1	1
45. Остаточная карбонатная жесткость после водород-катионирования с „голодной" регенерацией фильтров в соответствии с требованиями к качеству подпиточной воды, мг-экв/л	0,7	0,7
46. Карбонатная жесткость, удаляемая на водород-катионитных фильтрах при „голодной" регенерации, мг-экв/л, $Ж^{г}_{к}=Ж_{к}-Ж^{ост}_{к}$	8,3	8,3
47. Нормальная скорость фильтрования, м/ч, при работе всех рабочих фильтров [см. формулу (5-44)] $W_{н}=\frac{Q^{г}_{н}}{f^{г}_{н}a}$	7,8	8,9
48. Максимальная скорость фильтрования, м/ч, при регенерации одного из фильтров [см. формулу (5-45)] $W_{м}=\frac{Q^{г}_{н}}{f^{г}_{н}(a-1)}$	10,3	11,4

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
49. Число регенераций каждого водород-катионитного фильтра, 1 раз/сут [см. формулу (5-47)] $n_{\text{Н}}^{\text{г}} = \frac{24Q_{\text{Н}}^{\text{г}}Ж_{\text{к}}^{\text{г}}}{f_{\text{Н}}^{\text{г}}H_{\text{сл}}E_{\text{р}}^{\text{Нг}}a}$	2,1	2,4
50. Рабочая обменная способность сульфоугля при водород-катионировании с „голодной“ регенерацией фильтров: принимается по табл. 2-4 для K, определяемого по формуле (2-13), и A — по формуле (2-14)	300	300
$K = \frac{7,5}{10}$	0,75	0,75
$A = \frac{9}{3+5,5}$	1,05	1,05
51. Расход 100%-ной серной кислоты на одну регенерацию, кг, [см. формулу (5-48)] $Q_{\text{к.г}}^{\text{р}} = \frac{q_{\text{к}}^{\text{г}}V_{\text{к}}^{\text{г}}E_{\text{р}}^{\text{г}}}{1000}$,	307	307
где $q_{\text{к}}^{\text{г}}$ — удельный расход H_2SO_4 по табл. (2-4), г/г-экв	45	45
52. Расход технической 92%-ной серной кислоты, кг/сут [см. формулу (5-49)] $Q_{\text{т.к}}^{\text{г}} = \frac{Q_{\text{к.г}}^{\text{р}}n_{\text{Н}}^{\text{г}}a \cdot 100}{92}$	2803	4004
53. Расход воды на одну регенерацию водород-катионитного фильтра слагается из:		
расхода воды на взрыхляющую промывку фильтра, м³ [см. формулу (5-19)] $Q_{\text{взр}} = \frac{4f_{\text{Н}}^{\text{г}} \cdot 60t_{\text{взр}}}{1000}$	32,8	32,8
расхода воды на приготовление регенерационного раствора, м³ [см формулу (5-50)] $Q_{\text{р.г}} = \frac{Q_{\text{к.г}}^{\text{р}} \cdot 100}{1000b\rho_{\text{р.р}}}$	20,3	20,3
где b — концентрация регенерационного раствора, принимается по табл. 5-9;	1,5	1,5
ρ — плотность раствора кислоты, принимается по табл. 15-7	1,01	1,01
расхода воды на отмывку катионита, м³ [см. формулу (5-51)] $Q_{\text{от}} = q_{\text{от}}f_{\text{н}}H_{\text{сл}}$	114	114
54. Расход воды на одну регенерацию водород-катионитного фильтра с учетом использования отмывочных вод на взрыхление, м³ [см. формулу (5-53)] $Q_{\text{с.н.и}}^{\text{Н}} = Q_{\text{р.г}} + Q_{\text{от}}$	134,3	134,3
55. Расход воды на регенерацию водород-катионитных фильтров, м³/сут $Q_{\text{сут}} = Q_{\text{с.н.и}}^{\text{Н}}n_{\text{Н}}^{\text{г}}a$	1128	1612
56. Расход воды на регенерацию водород-катионитных фильтров в среднем, м³/ч $Q_{\text{сут}} : 24$	47	67

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
57. Время регенерации водород-катионитного фильтра, ч [см. формулу (5-55)] $t_{рег}^{Н} = \frac{t_{взр}^{Н} + t_{р.р}^{Н} + t_{от}^{Н}}{60}$	1,7	1,7
58. Время пропуска регенерационного раствора, мин [см. формулу (5-56)] $t_{р.р}^{Н} = \frac{6Q_{р.г}}{f_{Н}^{г}}$	13	13
59. Время отмывки фильтра от продуктов регенерации, мин [см. формулу (5-57)] $t_{от}^{Н} = \frac{6Q_{от}}{f_{Н}^{г}}$	75	75
60. Количество одновременно регенерируемых фильтров, шт. [см. формулу (5-29)] $n_{о.р} = \frac{n_{Н}^{г} a t_{рег}^{Н}}{24}$	0,6	0,85
Примечание. При $n_{о.р} < 1$ совпадения регенераций не будет, следовательно, при автоматизации можно установить один КЭП на все водород-катионитные фильтры, объединив их в одну группу.		
Буферные водород-катионитные фильтры (саморегенерирующиеся)		
61. Производительность саморегенерирующихся фильтров $Q_{Н.с}$, м³/ч	283	407
62. Диаметр фильтра, мм	3400	3400
63. Количество фильтров (в первую очередь один из них является резервным), шт.	2	2
64. Высота слоя катионита $H_{сл}$, м	2	2
65. Площадь фильтрования $f_{Нс}$, м²	9,1	9,1
66. Скорость фильтрования, м/ч:		
при работе одного фильтра: $w_1 = \frac{Q_{Нс}}{f_{Нс} \cdot 1}$	31	45
при работе двух фильтров: $w_2 = \frac{Q_{Нс}}{f_{Нс} \cdot 2}$	15,5	22,5
67. Расход воды на одно взрыхление фильтра — см. п. 53 настоящей таблицы, м³	32,8	32,8
68. Расход воды на взрыхление (при одной взрыхляющей промывке каждого фильтра), м³/сут	32,8	65,6
Расход воды на водоподготовке		
69. Расход воды на собственные нужды водоподготовки, м³/сут	1210	1741
70. Среднечасовой расход воды на собственные нужды водоподготовки, м³/ч	50	72
71. Среднечасовой расход исходной воды с учетом собственных нужд водоподготовительной установки, м³/ч	331	476
72. Расход на собственные нужды водоподготовительной установки, % от производительности	17,8	17.8
73. Максимально-часовой расход исходной воды при отмывке одного из водород-катионитных фильтров, м³/ч $Q_{м} = Q_{Н} + 10 f_{Н}^{г}$	374	498

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
Декарбонизатор		
Декарбонизатор рассчитывается только на первую очередь строительства, для второй очереди в компоновке предусматривается специальное место (декарбонизаторы устанавливаются вне здания)		
74. Производительность декарбонизатора Q, м³/ч	283	—
75. Концентрация растворенной в воде углекислоты, мг/л, поступающей на декарбонизатор [см. формулу (5-91)] $CO_2 = 44Ж_к^г + CO_2^{и.в}$, где $Ж_к^г$ — см. п. 46 настоящей таблицы;	392	—
$CO_2^{и.в}$ — концентрация свободной углекислоты, мг/л, определяется по данным анализа табл. 10-2, номограмме рис. 5-9 и α по табл. в § 5-8 $CO_2^{и.в} = CO_2^{таб}\alpha$	26,6	—
76. Остаточная концентрация углекислоты в декарбонизированной воде, кг/м³	0,005	—
77. Количество углекислоты, подлежащей удалению в декарбонизаторе G, кг/ч [см. формулу (5-94)], $G = Q_н^г(CO_2 - CO_2^{о.в})$	110	—
78. Поверхность насадки из колец Рашига, м² [см. формулу (5-93)] $F = \frac{G}{k_ж \Delta c_{ср}}$,	3056	—
где $k_ж$ — коэффициент десорбции, определяется для 20°С по графику на рис. 5-10	0,4	—
$\Delta c_{ср}$ — средняя движущая сила десорбции, определяется по графику на рис. 5-11	0,085	—
79. Объем колец Рашига, м³ [см. формулу (5-98)] $V_{к.р} = \frac{F}{204}$	15	—
80. Площадь поперечного сечения декарбонизатора, м² [см. формулу (5-95)] $f = \frac{Q}{60} = \frac{302}{60}$ м²	4,7	—
81. Диаметр декарбонизатора, м [см. формулу (5-96)] $D = \sqrt{\frac{4f}{3,14}}$	2,5	—
82. Высота слоя насадки из колец Рашига, м [см. формулу (5-97)], $h = \frac{V_{к.р}}{f}$	3,2	—
Вентилятор к декарбонизатору		
83. Расход воздуха, подаваемого в декарбонизатор, м³/ч [см. формулу (5-99)] $Q_{воз} = 25Q$, где 25 — удельный расход воздуха в схемах умягчения при насадке из колец Рашига, м³/м³	7075	—
84. Сопротивление проходу воздуха в декарбонизатор, мм вод. ст. [см. формулу (5-100)] $\Sigma\zeta = 25h + 40$	120	—
85. Вентилятор типа Ц4-70 № 6:		
производительность, м³/ч	4600	—
напор, мм вод. ст.	120	—
количество вентиляторов	2	—

Расчетные показатели	Первая очередь	Вторая очередь
Насос исходной воды		
86. Производительность насоса исходной воды, м³/ч (см. п. 73 настоящей табл.)	374	—
87. Напор насоса исходной воды $H_{и.в} = \Sigma П - 25$,	8	—
где $\Sigma П$ — сумма потерь напора в системе, м вод. ст.:		
в паровом подогревателе	3	—
в водород-катионитных фильтрах	8	—
в шайбах расходомеров 1,5×2	3	—
в регулирующем клапане на вводе воды в декарбонизатор	4	—
в трубопроводах	3	—
высота подъема воды в декарбонизатор	12	—
Суммарные потери напора, м вод. ст.	33	—
Напор на вводе исходной воды в котельную, м вод. ст.	25	—
88. Насос исходной воды типа 8К-18:		
производительность, м³/ч	330*	—
развиваемый напор (при указанной производительности), м вод. ст.	15	—
количество насосов (один из них резервный)	2	—
Примечание. Необходимая производительность 374 м³/ч будет обеспечена, так как требуемый напор в 2 раза меньше развиваемого насосом.		
Насосы декарбонизированной воды		
89. Производительность насоса декарбонизированной воды для подпитки тепловых сетей, м³/ч	230	—
90. Напор насоса слагается из потерь в системе, м. вод. ст.:		
в водоводяном подогревателе	3	—
в охладителе выпара	2	—
высота подъема в деаэратор	14	—
на вводе в деаэратор	12	—
в шайбе расходомера	1,5	—
в трубопроводах	2,5	—
Суммарные потери напора, м вод. ст.	35	—
91. Насос декарбонизированной воды для подпитки тепловых сетей типа 6К-8:		
производительность, м³/ч	122	—
напор, м вод. ст.	36,5	—
количество насосов (один из них резервный)	3	—
92. Производительность насоса декарбонизированной воды для паровых котлов, м³/ч	52	—
93. Напор насосов, подающих воду в деаэратор питательной воды, слагается из потерь в системе, м вод. ст.:		
в натрий-катионитных фильтрах I ступени	8	—
II ступени	8	—
в шайбах расходомеров 1,5×3	4,5	—
в трубопроводах	3	—
в подогревателе химически обработанной воды	2,5	—
в охладителе выпара	3	—
высота подъема в деаэратор	14	—
сопротивление на вводе в деаэратор	12	—
Суммарные потери напора, м вод. ст.	58	—
94. Насос декарбонизированной воды для паровых котлов типа 4МС-10:		
производительность, м³/ч	60	—
развиваемый напор, м вод. ст.	66	—
количество насосов (один из них резервный)	2	—

Таблица 10-4

Спецификация оборудования водоподготовительной установки (для первой очереди строительства установки)

№ п.п.	Наименование и характеристика оборудования	Количество	Масса, кг		Завод-изготовитель, № чертежей	Примечание
			единицы	общая		
1	Водород-катионитные фильтры, $D=3400$ мм, $H_{сл}=2{,}5$ м	5	7615	38 075	ТКЗ, 08-8131-005	Один резервный
2	Водород-катионитные фильтры саморегенерирующиеся, $D=3400$ мм, $H_{сл}=2{,}5$ м	2	7615	15 230	ТКЗ, 08-8131-005	Один в первую очередь строительства резервный
3	Натрий-катионитный фильтр первой ступени, $D=2000$ мм, $H_{сл}=2{,}5$ м	3	2590	7770	ТКЗ, 08-8131-005	Один резервный (общий со второй ступенью натрий-катионирования)
4	Натрий-катионитный фильтр второй ступени, $D=2000$ м, $H_{сл}=2{,}5$ м	1	2590	2590	ТКЗ, 08-8131-005	Используется по конструкции — фильтр первой ступени
5	Декарбонизатор, $Q=283$ м³/ч, $D=2540$ мм, $H_{сл}=3460$ мм	1	4300	4300	Нестандартное оборудование	—
6	Бак декарбонизированной воды, $V=300$ м³	1	10 500	10 500	ЦИТП, 7-02-242	—
7	Насос исходной воды 8К-18, $Q=360$ м³/ч, $H=15$ м вод. ст., с электродвигателем А2-71-4, $N=22$ кВт, $n=1460$ об/мин	2	402	804	Катайский насосный завод	Один резервный
8	Насос декарбонизированной воды 6К-8 для подпитки теплосети, $Q=140$ м³/ч, $H=35{,}9$ м вод. ст., с электродвигателем А2-72-4, $N=30$ кВт, $n=1460$ об/мин	3	430	1290	То же	То же
9	Насос декарбонизированной воды для паровых котлов 4МС-10, $Q=60$ м³/ч, $H=66$ м вод. ст., с электродвигателем А62-2, $N=20$ кВт, $n=2920$ об/мин	2	420	840	—	» »
10	Вентилятор Ц4-70 № 6, $Q=4600$ м³/ч, $H=120$ мм вод. ст., с электродвигателем АО2-42-4, $N=5{,}5$ кВт, $n=1440$ об/мин	1	201	201	Крюковский вентиляторный завод	—

Продолжение табл. 10-4

№ п.п.	Наименование и характеристика оборудования	Количество	Масса, кг		Завод-изготовитель, № чертежей	Примечание
			единицы	общая		
11	Подогреватель пароводяной, $Q = 200$ м³/ч, $F = 30{,}3$ м²	2	900	1800	ТКЗ, К-305446	—
12	Расходный бак крепкого (26%-ного) раствора соли, $V = 3$ м³	1	440	440	Нестандартное оборудование	—
13	Эжектор раствора соли к фильтру $D = 2000$ мм	2	12	24	То же	—
14	Поплавковый регулятор уровня (26%-ного) раствора соли	1	30	30	» »	—
15	Мерник серной кислоты, $V = 0{,}5$ м³	1	313	313	» »	—
16	Бак хранения серной кислоты, $V = 15$ м³, $D = 2000$ мм	6	3260	19 560	ТКЗ, 08-8178-010	—
17	Поплавковый регулятор постоянного уровня серной кислоты	1	15	15	Нестандартное оборудование	—
18	Эжектор кислоты к фильтру $D = 3400$ мм	1	75	75	То же	—
19	Эжектор воздушный для зарядки сифона при разгрузке серной кислоты	1	21	21	» »	—
20	Бак промывочной воды водород-катионитных фильтров, $V = 42$ м³	1	3200	3200	» »	—
21	Бак промывочной воды натрий-катионитных фильтров, $V = 15$ м³	1	1290	1290	» »	—

Примечание. Все оборудование, кроме пп. 3, 4, 11 и 15, должно иметь антикоррозионное покрытие ил выполняться из коррозионно-стойких материалов.

В соответствии с выбранным основным оборудованием на рис. 10-5 приведена схема автоматизированной водоподготовительной установки.

Доставка рассчитанного количества реагентов должна производиться железнодорожным транспортом, поэтому схему склада реагентов следует принять аналогично приведенным на рис. 6-2 — для соли и на рис. 6-5 — для кислоты.

На водоподготовительной установке предусматривается: автоматизация процесса регенерации натрий- и водород-катионитных фильтров; автоматическое регулирование производительности водоподготовки по уровню в баке декарбонизированной воды; автоматическое регулирование температуры подогрева обрабатываемой воды в пароводяном подогревателе. Автоматизация фильтров принята групповой с одним узлом регенерации и установкой одного командного электрического прибора (КЭП) на группу фильтров одинакового назначения. Буферные саморегенерирующиеся фильтры и натрий-катионитные фильтры второй ступени не автоматизируются; мембранно-исполнительные клапаны (МИК) этих фильтров при взрыхлении и регенерации могут открываться при помощи ручных дублеров, которыми снабжены МИК.

Для наладки технологического процесса обязательна установка показывающих расходомеров перед каждым катионитным фильтром, общего расходомера для группы фильтров на линиях взрыхления натрий- и водород-катионитных фильтров, на подводе воды к эжекторам, приготавливающим регенерационные растворы.

Раздел одиннадцатый

РАСЧЕТ ЗАГРЯЗНЕНИЙ СТОЧНЫХ ВОД ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК КОТЕЛЬНЫХ[1]

11-1. СОСТАВ ЗАГРЯЗНЕНИЙ СТОКОВ ОТ РЕГЕНЕРАЦИИ НАТРИЙ-КАТИОНИТНЫХ ФИЛЬТРОВ

В процессе регенерации натрий-катионитных фильтров, кроме солей, содержащихся в исходной воде, в дренаж сбрасываются: избыток поваренной соли $NaCl$; продукты регенерации катионита $CaCl_2$ и $MgCl_2$; возможно присутствие измельченного катионита.

Количество сбрасываемых веществ подсчитывается в целом за одну регенерацию фильтра, так как практически невозможно установить, какое количество того или иного вещества удаляется при взрыхлении, пропуске регенерационного раствора или отмывке катионита от продуктов регенерации.

Количество воды, сбрасываемой за одну регенерацию фильтра, подсчитывается по уравнению (5-22) или (5-23) при выполнении расчета водоподготовительной установки.

Сбрасываемый избыток соли за одну регенерацию натрий-катионитных фильтров первой и второй ступени подсчитывается по формуле

$$[NaCl] = \frac{(q_c - 58,44)\, fH_{сл}\, E_p^{Na}}{1000}, \quad (11\text{-}1)$$

где $[NaCl]$ — избыток соли, сбрасываемый за одну регенерацию, кг; q_c — удельный расход соли на регенерацию катионита, принимается из расчета водоподготовительной установки или по табл. 5-4, г/г-экв; $fH_{сл}$ — объем катионита, загруженного в фильтр, принимается по рас-

[1] Расчет стоков производится на основании выполненного расчета водоподготовительной установки.

чету водоподготовки, м³; E_p^{Na} — рабочая обменная способность катионита, принимается из расчета водоподготовительной установки (см. § 5-3), г-экв/м³; 58, 44 — теоретически необходимый эквивалент NaCl, расходуемый на регенерацию 1 г-экв солей жесткости, г/г-экв.

Количество соли, сбрасываемое от натрий-катионитных фильтров, т/сут, определяется по формуле

$$[NaCl]_{сут} = \frac{[NaCl]\, n}{1000}, \qquad (11\text{-}2)$$

где n — общее количество регенераций натрий-катионитных фильтров в сутки, принимается из расчета водоподготовительной установки (см. § 5-3), раз/сут.

Состав продуктов регенерации натрий-катионитных фильтров зависит от качества исходной воды. Количество задержанных натрий-катионитом катионов Ca и Mg можно принять в том же соотношении, в котором они содержатся в исходной воде. Например, в исходной воде содержится 70% Ca и 30% Mg, такое же соотношение можно принять в регенерируемом фильтре и соответственно в регенерационной воде $CaCl_2$ и $MgCl_2$.

Количество солей жесткости, сбрасываемых в дренаж за одну регенерацию фильтра, кг-экв, определяется по формуле

$$Ж_с = \frac{f H_{сл} E_p^{Na}}{1000}. \qquad (11\text{-}3)$$

Количество $CaCl_2$, сбрасываемого за одну регенерацию фильтра, кг-экв, определяется по формуле

$$[CaCl_2] = Ж_с \alpha_{Ca}, \qquad (11\text{-}4)$$

где α_{Ca} — доля солей кальция в общем количестве сбрасываемых солей жесткости (например, если в исходной воде содержится 70% Ca, то $\alpha_{Ca} = 0,7$).

Количество $MgCl_2$, сбрасываемого за одну регенерацию фильтра, кг-экв, определяется по формуле:

$$[MgCl_2] = Ж_с \alpha_{Mg}. \qquad (11\text{-}5)$$

Количества $CaCl_2$ и $MgCl_2$, сбрасываемых от водоподготовительной установки, т/сут, определяются по формулам:

$$[CaCl_2]_{сут} = \frac{55,5\, [CaCl_2]\, n}{1000}; \qquad (11\text{-}6)$$

$$[MgCl_2]_{сут} = \frac{47,6\, [MgCl_2]\, n}{1000}. \qquad (11\text{-}7)$$

Сброс продуктов регенерации от фильтров второй ступени в течение суток, на которые ведется расчет, незначителен (фильтры второй ступени регенерируются обычно 1 раз в 10—15 суток), поэтому все улавливаемые соли жесткости учитываются в первой ступени катионирования.

Сброс измельченного катионита при взрыхлении незначителен, годовой износ катионита, сбрасываемого в дренаж, подсчитывается по формуле:

$$И_к = \gamma_к f H_{сл} a b \cdot 0,1, \qquad (11\text{-}8)$$

где $И_к$ — количество измельченного катионита, сбрасываемого в дренаж в течение года, т; $\gamma_к$ — насыпная масса катионита, т/м³; a — количество установленных фильтров; b — механический износ катионита, %, принимается по табл. 5-10.

11-2. СОСТАВ ЗАГРЯЗНЕНИЙ СТОКОВ ОТ РЕГЕНЕРАЦИИ НАТРИЙ-ХЛОР-ИОНИТНЫХ ФИЛЬТРОВ

При натрий-хлор-ионировании расчет сброса стоков от первой стадии обработки — натрий-катионирования производится в соответствии с указаниями, приведенными в § 11-1.

Количество сбрасываемых вод для хлор-ионитных и натрий-хлор-ионитных фильтров, в которых вторая ступень натрий-катионирования совмещается с хлор-ионированием, определяется в соответствии с указаниями, приведенными в § 5-3 и 5-5 при расчетах водоподготовительной установки.

Качественный состав стоков рассчитывается, исходя из анализа исходной воды и выполненного расчета водоподготовительной установки.

При регенерации натрий-хлор-ионитных фильтров, кроме солей, содержащихся в исходной воде, в дренаж сбрасываются: избыток поваренной соли NaCl; продукты регенерации анионита Na_2SO_4, $NaHCO_3$. Сброс продуктов регенерации катионита (вторая ступень натрий-катионирования) $CaCl_2$ и $MgCl_2$ ввиду их незначительной величины учитывается только при расчете сброса от первой ступени катионирования.

Сбрасываемый избыток соли за одну регенерацию хлор-ионитного или натрий-хлор-ионитного фильтра, кг, определяется по формуле

$$[NaCl]^{Cl} = 0{,}001 f H^{а}_{сл} E^{Cl}_{р} (217 - 58{,}44) - \frac{0{,}001 Q \cdot 24 SO_4 \cdot 58{,}44}{n}, \quad (11\text{-}9)$$

где $H^{а}_{сл}$ — высота слоя анионита в хлор-ионитном фильтре (в натрий-хлор-ионитном фильтре принимается высота только слоя анионита), м; $E^{Cl}_{р}$ — рабочая обменная способность анионита при хлор-ионировании (по HCO_3^-), принимается из расчета водоподготовительной установки (см. § 5-5), г-экв/м³; 217 — удельный расход соли, г/г-экв (соответствующий рекомендуемому расходу 65 кг/м³ при $E^{Cl}_{р} = 300$ г-экв/м³), уточняется при наладке установки в соответствии с определенными условиями; 58,44 — эквивалентная масса NaCl; Q — производительность всех хлор-ионитных фильтров, м³/ч; SO_4 — содержание сульфат-иона в исходной воде, г-экв/м³; n — общее количество регенераций хлор-ионитных фильтров в сутки, принимается из расчета водоподготовительной установки (см. § 5-5).

Избыток соли, сбрасываемый от регенерации натрий-хлор-ионитных фильтров, т/сут, определяется по формуле

$$[NaCl]^{Cl}_{сут} = \frac{[NaCl]^{Cl} n}{1000}. \quad (11\text{-}10)$$

Количество сбрасываемого при регенерации в сутки сульфата $[Na_2SO_4]^{Cl}_{сут}$, т/сут, в первую очередь задерживаемого хлоранионитом, определяется по формуле

$$[Na_2SO_4]^{Cl}_{сут} = \frac{71 \cdot 24 Q SO_4^{2-}}{10^6}, \quad (11\text{-}11)$$

где 71 — эквивалентная масса Na_2SO_4; SO_4^{2-} — концентрация иона SO_4^{2-} в исходной воде, г-экв/м³.

Количество сульфата натрия в виде Na_2SO_4, сбрасываемого за одну регенерацию, кг, определяется по формуле

$$[Na_2SO_4] = \frac{1000 [Na_2SO_4]^{Cl}_{сут}}{n}. \quad (11\text{-}12)$$

Количество $NaHCO_3$, сбрасываемого за одну регенерацию, г-экв, определяется по формуле

$$[NaHCO_3] = f H^{а}_{сл} E^{Cl}_{р}. \quad (11\text{-}13)$$

Количество $NaHCO_3$, сбрасываемого от натрий-хлор-ионитных фильтров, кг/сут, определяется по формуле

$$[NaHCO_3]_{сут} = \frac{84 [NaHCO_3] n}{1000}. \quad (11\text{-}14)$$

11-3. СОСТАВ ЗАГРЯЗНЕНИЙ СТОКОВ ОТ РЕГЕНЕРАЦИИ ВОДОРОД-КАТИОНИТНЫХ ФИЛЬТРОВ

Качественный и количественный характер загрязнений стоков зависит как от схемы, в которой работают водород-катионитные фильтры («голодная» регенерация, параллельное водород-натрий-катионирование, частичное или полное химическое обессоливание), так и от качества исходной воды.

При водород-катионировании с «голодной» регенерацией фильтров и параллельном водород-натрий-катионировании удаляются на фильтрах и сбрасываются при регенерации в дренаж только катионы жесткости в виде $CaSO_4$ и $MgSO_4$, коли-

Таблица 11-1

Состав загрязнений стоков от водород-катионитных фильтров, работающих в различных схемах обработки воды

Схема обработки воды	Состав загрязнений	Формула подсчета сбрасываемых в дренаж веществ
Водород-катионирование с „голодной“ регенерацией фильтров	$CaSO_4$	Если имеет место соотношение $Ж_{Ca} \geqslant [HCO_3] - Щ^{Н}_{ост}$, то сбрасывается только кальций в виде $CaSO_4$, количество которого в сутки определяется по формуле $[CaSO_4]_{сут} = \frac{68,1\, Ж^{Н}_{с}\, n}{1000}$ (11-16)
	$CaSO_4$ $MgSO_4$	Если имеет место соотношение $Ж_{Ca} < HCO_3 - Щ^{Н}_{ост}$, то водород-катионитом задерживается весь кальций, содержащийся в исходной воде ($Ж_{Ca}$), и часть магния, определяемого по формуле: $Ж^{Н}_{Mg} = [HCO_3] - Щ^{Н}_{ост} - Ж_{Ca}$ (11-17) Доля катионов кальция в ионах, задержанных водород-катионитным фильтром: [$\alpha^{г}_{Ca} = \frac{Ж^{Н}_{Ca}}{Ж_{Ca} + Ж^{Н}_{Mg}}$ (11-18) Доля катионов магния, задержанных водород-катионитным фильтром: $\alpha^{г}_{Mg} = \frac{Ж^{Н}_{Mg}}{Ж_{Ca} + Ж^{Н}_{Mg}}$ (11-19) Сброс в сутки $[CaSO_4]_{сут} = \frac{68,1\, Ж^{Н}_{с}\, \alpha^{г}_{Ca} n}{1000}$ (11-20) $[MgSO_4]_{сут} = \frac{60,2\, Ж^{Н}_{с}\, \alpha^{г}_{Mg} n}{1000}$ (11-21)
	Избыток H_2SO_4	Сброс избытка H_2SO_4 возможен при дозах H_2SO_4 более 49,04 г/г-экв (см. табл. 2-4) и принимается в соответствии с расчетом водоподготовки. Сброс избытка H_3SO_4 от одной регенерации, кг, $[H_2SO_4] = 0,001\, (q^{г}_{к} - 49,04)\, f\, H_{сл} E^{Н}_{р}$ (11-22) Сброс избытка H_2SO_4 в сутки, т, $[H_2SO_4]_{сут} = \frac{[H_2SO_4]\, n}{1000}$ (11-23)
Водород-катионирование в схеме параллельного водород-натрий-катионирования	$CaSO_4$ $MgSO_4$	Сброс от одной регенерации фильтра $[CaSO_4] = Ж^{Н}_{с}\, \alpha_{Ca}$ (11-24) $[MgSO_4] = Ж^{Н}_{с}\, \alpha_{Mg}$ (11-25) Сброс продуктов регенерации в сутки $[CaSO_4]_{сут} = \frac{68,07\, [CaSO_4]\, n}{1000}$ (11-26) $[MgSO_4]_{сут} = \frac{60,18\, [MgSO_4]\, n}{1000}$ (11-27)

Схема обработки воды	Состав загрязнений	Формула подсчета сбрасываемых в дренаж веществ
	Избыток H_2SO_4	Избыток H_2SO_4, сбрасываемый при регенерации Н-катионитных фильтров, определяется из уравнений (11-22) и (11-23)
Водород-катионирование в схеме химического обессоливания (I ступени до проскока катионов жесткости, II — до проскока натрия)	Избыток H_2SO_4	Избыток H_2SO_4, сбрасываемый при регенерации водород-катионитных фильтров, определяется из уравнений (11-22) и (11-23) для I и II ступени водород-катионирования
	От I ступени $CaSO_4$ $MgSO_4$	Сброс от регенерации $CaSO_4$ и $MgSO_4$ в I ступени водород-катионирования (до проскока катионов жесткости) ведется так же, как и в схеме параллельного водород-натрий-катионирования
	От II ступени Na_2SO_4	От II ступени водород-катионирования, работающей до проскока натрия, сбрасывается Na_2SO_4 от одной регенерации $[Na_2SO_4] = fH_{сл}E_р^0$, г-экв (11-28) Сброс Na_2SO_4 в сутки $[Na_2SO_4]_{сут} = \frac{71,02\,[Na_2SO_4]\,n}{1000}$ (11-29)
Водород-катионирование в схеме химического обессоливания (одноступенчатое до проскока натрия)	Избыток H_2SO_4	Избыток H_2SO_4, сбрасываемый от регенерации водород-катионитного фильтра, работающего в одну ступень до проскока натрия, определяется также из уравнения (11-22) и (11-23) Количество сбрасываемых от одной регенерации катионов $[Кат] = fH_{сл}E_р^0$ (11-30)
	$CaSO_4$ $MgSO_4$ Na_2SO_4	Соотношение Ca, Mg и Na в фильтре то же, что и в исходной воде Сброс продуктов регенерации в сутки $[CaSO_4]_{сут} = \frac{68,07\,[Кат]\,\alpha_{Mg}n}{1000}$ (11-31) $[MgSO_4]_{сут} = \frac{60,18\,[Кат]\,\alpha_{Mg}n}{1000}$ (11-32) $[Na_2SO_4]_{сут} = \frac{71,02\,[Кат]\,\alpha_{Na}n}{1000}$ (11-33)

чество которых определяется по формуле

$$Ж_с^н = fH_{сл}E_р^н, \qquad (11\text{-}15)$$

где $Ж_с^н$ — количество солей жесткости, сбрасываемых от одной регенерации фильтра, г-экв; $E_р^н$ — рабочая обменная способность катионита, принимается из расчета водоподготовительной установки в зависимости от качества исходной воды и схемы ее обработки.

В табл. 11-1 приведены возможные схемы обработки воды, в которых используются водород-катионитные фильтры, и расчетные формулы подсчета количества сбрасываемых в дренаж веществ. Принятые в табл. 11-1 обозначения приведены в табл. 11-2.

Таблица 11-2

Условные обозначения к табл. 11-1

Обозначение величин	Размерность	Наименование
$Ж_{Ca}$	г-экв/м³	Кальциевая жесткость исходной воды
$Щ_{ост}^{Н}$	г-экв/м³	Остаточная щелочность после водород-катионирования с „голодной" регенерацией фильтров
$Ж_{с}^{Н}$	г-экв	Количество солей жесткости, сбрасываемых от одной регенерации водород-катионитного фильтра, определяется из уравнения (11-15)
$[CaSO_4]$	г-экв	Количество сульфата кальция, сбрасываемого от одной регенерации водород-катионитного фильтра
$[MgSO_4]$	г-экв	Количество сульфата магния, сбрасываемого от одной регенерации водород-катионитного фильтра
$[CaSO_4]_{сут}$	кг/сутки	Количество сульфата кальция, сбрасываемого в сутки от водород-катионитных фильтров
$[MgSO_4]_{сут}$	кг/сутки	Количество сульфата магния, сбрасываемого в сутки от водород-катионитных фильтров
$[HCO_3]$	г-экв/м³	Содержание бикарбонатного иона в исходной воде
$[H_2SO_4]$	кг	Избыток серной кислоты, сбрасываемой от одной регенерации фильтра
$[H_2SO_4]_{сут}$	т/сут	Избыток серной кислоты, сбрасываемой в сутки водоподготовительной установкой
n		Общее количество регенераций в сутки всех водород-катионитных фильтров (по расчету водоподготовки)
$Ж_{Mg}^{Н}$	г-экв/м³	Магниевая жесткость, удаляемая при водород-катионировании с „голодной" регенерацией фильтров
$\alpha_{Ca}^{г}$, $\alpha_{Mg}^{г}$	—	Доля соответственно кальция и магния, задержанных водород-катионитным фильтром, работающим в схеме с „голодной" регенерацией
$q_{к}^{г}$	г/г-экв	Доза кислоты при регенерации водород-катионитных фильтров („голодный режим"), принимается из расчета водоподготовки (табл. 2-4)
f $H_{сл}$ $E_{р}^{Н}$	м² м г-экв/м³	Соответственно площадь фильтра, высота слоя катионита и рабочая обменная способность катионита, принимаются из расчета водоподготовки
α_{Ca}, α_{Mg}, α_{Na}	—	Доля соответственно солей кальция, магния и натрия в исходной воде
$[Na_2SO_4]$	г-экв	Количество сульфата натрия, сбрасываемого за одну регенерацию
$[Na_2SO_4]_{сут}$	кг	То же в сутки
$E_{р}^{о}$	г-экв/м³	Рабочая обменная способность катионита, принимая из расчетов водоподготовки в зависимости от осуществляемой схемы химического обессоливания
[Кат]	г-экв	Количество удаляемых катионов при водород-катионировании в схемах химического обессоливания (Ca, Mg и Na)

11-4. СОСТАВ ЗАГРЯЗНЕНИЙ СТОКОВ ОТ РЕГЕНЕРАЦИИ АНИОНИТНЫХ ФИЛЬТРОВ (В СХЕМЕ ЧАСТИЧНОГО ХИМИЧЕСКОГО ОБЕССОЛИВАНИЯ)

В процессе регенерации анионитных фильтров, работающих по схеме частичного химического обессоливания, кроме веществ содержащихся в воде, используемой для регенерации (промежуточный состав водород-катионированной или частично обессоленной воды подсчитывается при расчете водоподготовительной установки) в дренаж сбрасываются: избыток едкого натра NaOH, соды углекислой Na_2CO_3 или двууглекислой $NaHCO_3$ в зависимости от схемы частичного обессоливания и соответственно принятого в проекте реагента для регенерации анионита; продукты регенерации анионита NaCl, Na_2SO_4; возможно присутствие (при взрыхлении) в незначительных количествах измельченного анионита, сброс которого в год подсчитывается аналогично расчету, приведенному для измельченного катионита в § 11-1.

Количество воды, сбрасываемой при регенерации анионитных фильтров, принимается из расчета водоподготовительной установки.

С б р а с ы в а е м ы й и з б ы т о к щ е л о ч и за одну регенерацию фильтра в зависимости от принятого для регенерации реагента — [NaOH], [Na_2CO_3], [$NaHCO_3$] — подсчитывается по формулам, кг:

$$[NaOH]=\frac{(q_щ-40{,}0)\,f_а H^а_{сл} E^а_р}{1000};\quad (11\text{-}34)$$

$$[Na_2CO_3]=\frac{(q_щ-53{,}0)\,f_а H^а_{сл} E^а_р}{1000};\quad (11\text{-}35)$$

$$[NaHCO_3]=\frac{(q_щ-84{,}0)\,f_а H^а_{сл} E^а_р}{1000},\quad (11\text{-}36)$$

где $q_щ$ — удельный расход щелочи на регенерацию, принимается из расчета водоподготовительной установки, г/г-экв; $f_а$ и $H^а_{сл}$ — площадь фильтра, м², и высота слоя анионита, м, принимаются из расчета водоподготовительной установки; $E^а_р$ — рабочая обменная способность анионита, принимается из расчета водоподготовительной установки, г-экв/м³.

Избыток щелочи, сбрасываемой в сутки от фильтров, т/сут, подсчитывается по формулам:

$$[NaOH]_{сут}=\frac{[NaOH]\,n}{1000};\quad (11\text{-}37)$$

$$[Na_2CO_3]_{сут}=\frac{[Na_2CO_3]\,n}{1000};\quad (11\text{-}38)$$

$$[NaHCO_3]_{сут}=\frac{[NaHCO_3]\,n}{1000},\quad (11\text{-}39)$$

где n — общее количество регенераций всех анионитных фильтров в сутки, принимается из расчета водоподготовительной установки.

С о с т а в п р о д у к т о в р е г е н е р а ц и и а н и о н и т н ы х ф и л ь т р о в зависит от качества исходной воды и методов предварительной ее обработки, а также от требований к качеству обессоленной воды. В соответствии с этим может сбрасываться только сульфат натрия, или весь сульфат, поступающий с обрабатываемой водой, и часть хлоридов (решается при расчете водоподготовительной установки).

Количество анионов сильных кислот, сбрасываемых от одной регенерации анионитного фильтра, г-экв, подсчитывается по формуле

$$A_{с.к}=f_а H^а_{сл} E^а_р.\quad (11\text{-}40)$$

Количество хлоридов, задерживаемых на фильтрах при частичном обессоливании, г-экв/м³, определяется при расчете водоподготовительной установки и подсчитывается по формуле

$$Cl_а=Cl_{о.в}-Cl_{ост},\quad (11\text{-}41)$$

где $Cl_{о.в}$ — количество хлоридов в обрабатываемой воде, поступающей на анионитные фильтры, г-экв/м³; $Cl_{ост}$ — остаточное содержание хлоридов в обессоленной воде, г-экв/м³.

В анионитном фильтре из задержанных анионов SO_4^{2-} и $Cl_а^-$ доля сульфатов α_c подсчитывается по формуле:

$$\alpha_c = \frac{SO_4^{2-}}{SO_4^{2-} + Cl_а^-}, \qquad (11\text{-}42)$$

а доля хлоридов—по формуле:

$$\alpha_х = \frac{Cl_а^-}{SO_4^{2-} + Cl_а^-}, \qquad (11\text{-}43)$$

где SO_4^{2-} — количество сульфатов, задерживаемых на анионитных фильтрах, г-экв/м³.

Сброс продуктов регенерации в сутки:

$$[Na_2SO_4]_{сут} = \frac{71{,}02 A_{с.к}\alpha_c n}{1000}; \qquad (11\text{-}44)$$

$$[NaCl]_{сут} = \frac{58{,}44 A_{с.к}\alpha_х n}{1000}, \qquad (11\text{-}45)$$

где $[Na_2SO_4]_{сут}$ — количество соответственно сульфата натрия и $[NaCl]_{сут}$ — хлорида натрия, сбрасываемое от анионитных фильтров, кг/сут.

Если на анионитных фильтрах удаляется только сульфат, то в формуле (11-44) принимается $\alpha_c = 1$ (сброса NaCl при этом не будет).

11-5. СОСТАВ ЗАГРЯЗНЕНИЙ ПРОДУВОЧНОЙ ВОДЫ ОСВЕТЛИТЕЛЕЙ

В отличие от выше перечисленного оборудования, в сбросах которого содержатся различные растворенные в воде вещества, от осветлителей сбрасываются твердые вещества — шлам с небольшим количеством обрабатываемой воды, необходимой для транспортировки последнего.

В зависимости от качества исходной воды и методов ее обработки (коагуляция, известкование) в осветлителе образуется соответствующее количество шлама, возможный состав которого приведен в табл. 11-3.

Количество шлама, образующегося при коагуляции, подсчитывают

Таблица 11-3

Состав шлама в осветлителях

Метод обработки воды	
коагуляция	коагуляция с известкованием
Взвешенные вещества, содержащиеся в исходной воде	
Хлопья коагулянта $Al(OH)_3$	Хлопья коагулянта $Fe(OH)_3$
Органические коллоидные вещества, осажденные коагулянтом [адсорбированные хлопьями $Al(OH)_3$]	Органические коллоидные вещества, осажденные коагулянтом [адсорбированные хлопьями $Fe(OH)_3$]
	Вещества, осажденные и внесенные известковым молоком: $CaCO_3$; $Mg(OH)_2$; $Ca(OH)_2$

по формуле (5-2), при коагуляции с известкованием — по формуле (5-3).

Подсчет количества шлама [см. формулы (5-2) и (5-3)] входит в расчет водоподготовительной установки. В расчет входит также и определение количества обрабатываемой воды, сбрасываемой со шламом,— см. формулу (5-4).

Окончательное осветление воды после осветлителей (удаление 10—12 г/м³ шлама) обычно осуществляется на осветлительных механических фильтрах.

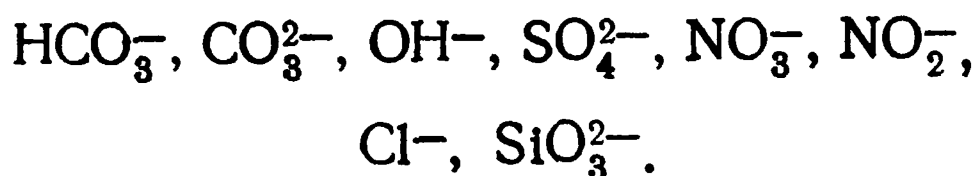
При установке бака регенеративных вод шлам осветлительных фильтров возвращается в осветлитель.

При сбросе от взрыхления механических фильтров стоков непосредственно в дренаж следует учитывать залповый характер этих сбросов и сбрасываемый при этом шлам.

11-6. СОСТАВ ЗАГРЯЗНЕНИЙ ПРОДУВОЧНОЙ ВОДЫ ПАРОВЫХ КОТЛОВ

В котловой воде паровых котлов в результате тех или иных методов обработки воды остаются только

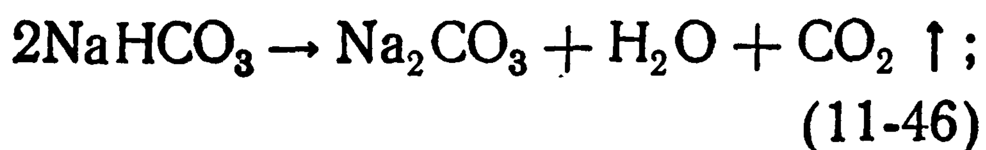
легко растворимые соли натрия. Анионный состав питательной воды, обусловливаемый качеством исходной воды и примененными методами ее обработки, может быть следующим:



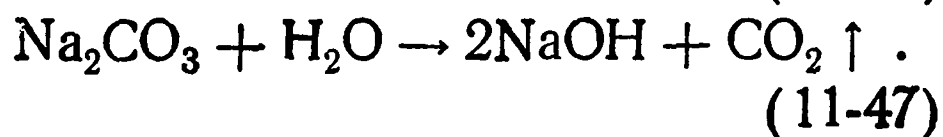
$$HCO_3^-, CO_3^{2-}, OH^-, SO_4^{2-}, NO_3^-, NO_2^-, Cl^-, SiO_3^{2-}.$$

Анионы SiO_3^{2-} и NO_2^-, содержащиеся в исходной воде в небольших количествах, практически не влияют на водный режим паровых котлов низкого и среднего давлений и в расчете не отражаются. Основой расчета состава продувочной воды паровых котлов является состав химически очищенной воды, определяемый при расчетах водоподготовительной установки и состоящий в основном из катионов Na^+ и анионов HCO_3^-, SO_4^{2-} и Cl^-.

В паровом котле все катионы и анионы, содержащиеся в химически очищенной воде, кроме бикарбонат-иона не претерпевают химических изменений. Бикарбонат натрия, составляющий щелочность химически очищенной воды, при нагревании в деаэраторе и затем в котле разлагается, что можно представить реакциями, написанными в молекулярной форме:



$$2NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O + CO_2\uparrow; \quad (11\text{-}46)$$



$$Na_2CO_3 + H_2O \rightarrow 2NaOH + CO_2\uparrow. \quad (11\text{-}47)$$

Реакция (11-46) частично (60%) протекает в барботажном деаэраторе, при том тем большем, чем больше расход пара на барботаж, в котле она заканчивается полностью; практически можно считать, что иона HCO_3^- в котловой воде нет. Гидролиз Na_2CO_3 в паровом котле тем больше, чем выше в нем давление (см. рис. 4-1); при $p=14$ кгс/см^2 щелочность котловой воды будет состоять из 70% едкого натра NaOH ($\alpha_{е.н}=0,7$) и 30% соды Na_2CO_3 ($\alpha_с=0,3$).

Na^+			
OH^-	CO_3^{2-}	SO_4^{2-}	Cl^-
NaOH	Na_2CO_3	Na_2SO_4	NaCl

Рис. 11-1. Диаграмма гипотетического состава солей котловой воды.

Условно состав котловой воды можно представить в виде диаграммы гипотетического состава солей, приведенной на рис. 11-1.

Щелочность питательной воды, г-экв/м^3, подсчитывается по формуле

$$Щ_{п.в} = Щ_х\alpha_х + Щ_к\alpha_к, \quad (11\text{-}48)$$

где $Щ_х$ — щелочность химически очищенной воды, г-экв/м^3; $Щ_к$ — щелочность конденсата, г-экв/м^3; $\alpha_х$ и $\alpha_к$ — соответственно доля химически очищенной воды и конденсата в питательной воде.

Учитывая, что величина $Щ_к$ в формуле (11-48) относительно первого члена уравнения невелика, в дальнейшем будем пользоваться упрощенной формулой:

$$Щ_{п.в} \approx Щ_х\alpha_х. \quad (11\text{-}49)$$

Имея состав химически очищенной воды, аналогично формуле (11-49) можно определить ее составляющие в питательной воде:

$$[Na_2SO_4]_{п.в} = [Na_2SO_4]_х\alpha_х; \quad (11\text{-}50)$$

$$[NaCl]_{п.в} = [NaCl]_х\alpha_х, \quad (11\text{-}51)$$

где $[Na_2SO_4]_{п.в}$ — содержание сульфата натрия в питательной воде, г-экв/м^3; $[NaCl]_{п.в}$ — содержание хлористого натрия в питательной воде, г-экв/м^3; $[Na_2SO_4]_х$ — содержание сульфата натрия в химически очищенной воде, принимается из расчета водоподготовительной установки, г-экв/м^3; $[NaCl]_х$ — содержание хлористого натрия в химически очищенной воде, принимается из расчета водоподготовительной установки, г-экв/м^3.

В паровом котле питательная вода испаряется, причем концентрация солей увеличивается до пределов, допустимых конструкцией котла (см. § 3-2). Допустимая концентрация солей, или коэффициент упаривания котловой воды, является величиной, характерной для данной конструкции котла, и подсчитывается по формуле

$$K_у = \frac{S_{к.в}}{S_{п.в}}, \quad (11\text{-}52)$$

где $S_{к.в}$ — солесодержание котловой воды для различных типов котлов, г/м³; принимается по данным заводов (см. табл. 3-2 и 3-3); $S_{п.в}$ — солесодержание питательной воды, г/м³, подсчитываемое по формуле:

$$S_{п.в} = S_х \alpha_х, \quad (11\text{-}53)$$

где $S_х$ — солесодержание химически очищенной воды, принимается из расчета водоподготовительной установки, г/м³.

Количество веществ, сбрасываемых с продувочной водой котлов, кг/ч, подсчитывается по формулам:

$$[Na_2CO_3]_ч = \frac{D_{пр} \cdot 53,0 K_у Щ_{п.в} \alpha_с}{1000}; \quad (11\text{-}54)$$

$$[NaOH]_ч = \frac{D_{пр} \cdot 40 K_у Щ_{п.в} \alpha_{е.н}}{1000}; \quad (11\text{-}55)$$

$$[Na_2SO_4]_ч = \frac{D_{пр} \cdot 71,0 K_у [Na_2SO_4]_{п.в}}{1000}; \quad (11\text{-}56)$$

$$[NaCl] = \frac{D_{пр} \cdot 58,4 K_у [NaCl]_{п.в}}{1000}, \quad (11\text{-}57)$$

где $D_{пр}$ — количество продувочной воды, сбрасываемой из котла, или величина непрерывной продувки котла, м³/ч, принимается из расчета водоподготовительной установки; $\alpha_с$ и $\alpha_{е.н}$ — соответственно доля соды и едкого натра в щелочности котловой воды, определяется по рис. 4-1; $Щ_{п.в}$ — щелочность питательной воды, подсчитываемая по формуле (11-49), г-экв/м³.

Раздел двенадцатый

ХИМИЧЕСКИЙ КОНТРОЛЬ ВОДОПОДГОТОВКИ И ВОДНОГО РЕЖИМА КОТЕЛЬНОЙ

12-1. ЗАДАЧИ ХИМИЧЕСКОГО КОНТРОЛЯ

Задачей химического контроля водоподготовки и водного режима котельной является обеспечение безаварийной и экономичной эксплуатации оборудования водоподготовки и котельной.

Химический контроль должен обеспечивать:

а) проведение анализов отобранных проб воды, пара, отложений, растворов реагентов и пр.;

б) защиту всего оборудования от коррозии, выделения шлама и накипи;

в) определение технически и экономически обоснованных расходов реагентов при обработке воды и регенерации того или иного оборудования;

г) проверку проведения технологических процессов в установленных режимах;

д) своевременное отключение оборудования на восстановление;

е) выявление и устранение дефектов в работе водоподготовительного оборудования и изыскание способов усовершенствования технологических процессов;

ж) выявление и устранение дефектов в работе оборудования котельных, связанного с качеством воды и пара, не отвечающего нормам;

з) допустимый органами санитарного надзора состав стоков.

С усовершенствованием энергетического оборудования — экранированием и увеличением тепловых напряжений поверхностей нагрева повышается опасность коррозии и накипеобразования. В связи с этим растут и требования, предъявляемые к водно-химическому режиму и контролю за ним. Своевременный оперативный контроль позволяет заметить возникающие отклонения водного режима от установленного нормами и вовремя устранить выявленные дефекты.

Текущий оперативный экспресс-контроль обеспечивает необходимое качество воды (пара) на том или ином участке, своевременно устанавливает величину отклонений и дает возможность принимать необходимые решения. Периодические, более подробные анализы отбираемых проб позволяют более глубоко и всесторонне оценить работу того или иного оборудования.

12-2. ОБЪЕМ И ПЕРИОДИЧНОСТЬ ХИМИЧЕСКОГО КОНТРОЛЯ

Химический контроль водоподготовки и водного режима котельной должен осуществляться в соответствии с «Инструкцией по анализу воды, пара, реагентов, отложений в теплосиловом хозяйстве» [Л. 29].

Объем химического контроля определяется в зависимости от харак-

Таблица 12-1

Перечень анализов химического контроля

Обозначение	Показатель	Метод определения
а	Жесткость общая	Объемный (титрованием); колориметрический
б	Щелочность общая (по метилоранжу)	Объемный (титрованием)

Продолжение табл. 12-1

Обозначение	Показатель	Метод определения
в	Реакция pH	Индикаторный; визуально-колориметрический; электрометрический
г	Кислород (O_2)	Объемный (титрованием); колориметрический
д	Солесодержание	По солемеру; по кондуктометру
е	Свободная углекислота (CO_2)	Объемный (титрованием)
ж	Хлор-ион (Cl^-)	Объемный (титрованием); колориметрический; нефелометрический
з	Прозрачность	Визуальный (по шрифту, по кольцу, по кресту); нефелометрический
и	Содержание шлама	Весовой
к	Концентрация реагента в растворе $NaCl$, H_2SO_4, $Ca(OH)_2$, $FeCl_3$, $FeSO_4$, $NaOH$, $Al_2(SO_4)_3$, Na_2CO_3, $NaHCO_3$	Объемный (титрованием); по ареометру
л	Влажность пара	По кондуктометру
м	Фосфат-ион (PO_4^{-3})	Объемный (титрованием); колориметрический
н	Полный анализ воды	См. табл. 12-2
о	Сульфат-ион (SO_4^{2-})	Объемный (титрованием); весовой; колориметрический
п	Кальций (Ca^{2+})	Объемный (титрованием)
р	Щелочность гидратная (по фенолфталеину)	Объемный (титрованием)
с	Окислы железа	Объемный (титрованием с накоплением на целлюлозном фильтре); упрощенный метод ВИТ
т	Стабильность	Объемный (титрованием)
у	Нефтепродукты (масла)	Экстрагирование с колориметрированием; упрощенный метод ВТИ
ф	Кислотность общая (по метилоранжу)	Объемный (титрованием)

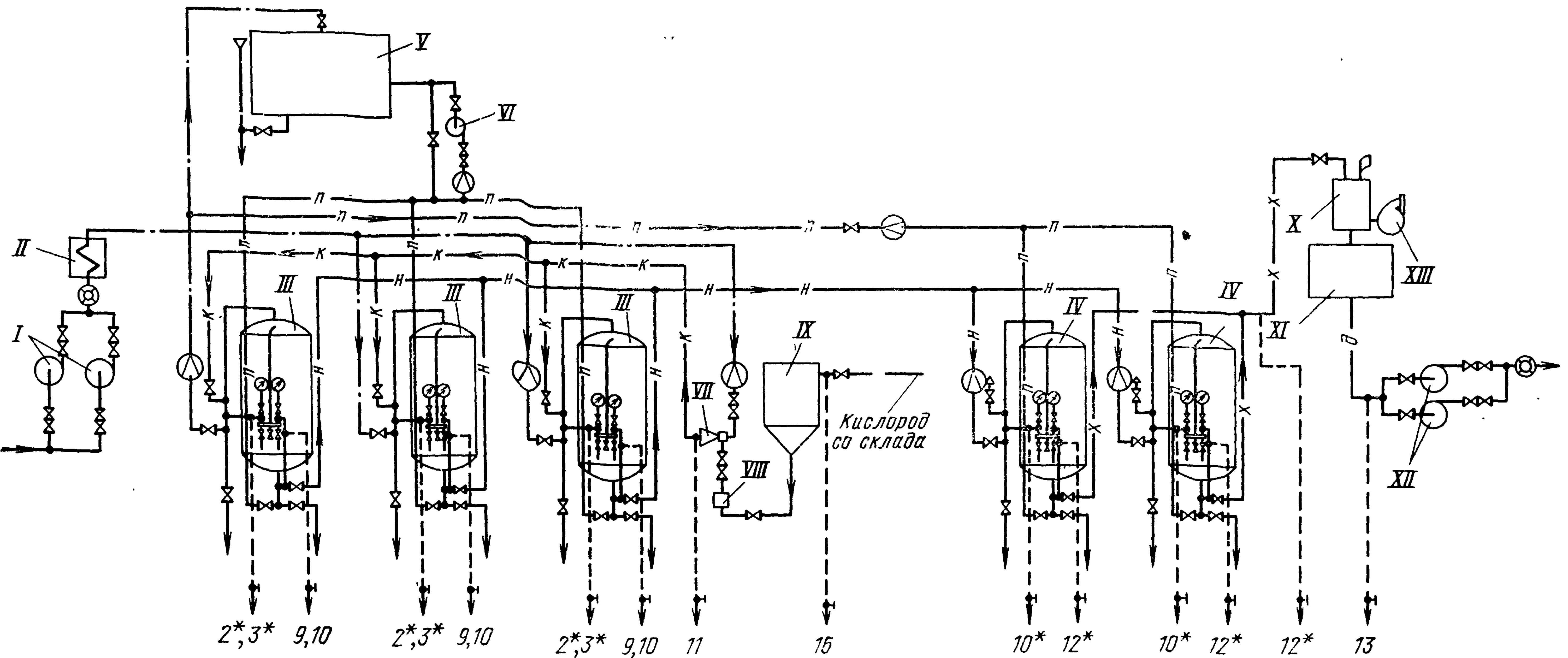


Рис. 12-1. Схема пробоотборных точек установки водород-катионирования с „голодной" регенерацией фильтров.

I — насос исходной воды; *II* — пароводяной подогреватель; *III* — водород-катионитный фильтр; *IV* — буферный саморегенерирующийся фильтр; *V* — бак промывки водород-катионитных фильтров; *VI* — насос взрыхляющей промывки водород-катионитных фильтров; *VII* — эжектор подачи регенерационного раствора кислоты; *VIII* — поплавковый регулятор постоянного уровня кислоты; *IX* — мерник крепкой серной кислоты; *X* — декарбонизатор; *XI* — бак декарбонизированной воды; *XII* — насос декарбонизированной воды; *XIII* — вентилятор к декарбонизатору.

Примечания: 1. Арабскими цифрами обозначены пробоотборные точки (см. табл. 12-3).

2. Отбор проб воды от точек, обозначенных звездочкой, выполняется только от одного фильтра (или общей точки).

3. На схеме даны только основные трубопроводы.

Таблица 12-2

Объем полного анализа воды

Показатель	Метод определения
Прозрачность, см	Визуальный по шрифту, кресту, кольцу
Запах	Качественно
Взвешенные вещества, мг/л	Фильтрование (весовой)*
Реакция pH	Визуально-колориметрический
Щелочность, мг-экв/л	Объемный (титрованием)
Жесткость общая, мг-экв/л	То же
Жесткость карбонатная, мг-экв/л	» »
Сухой остаток, мг/л	Выпаривание (весовой)
Кальций (Ca^{2+}), мг/л	Объемный (титрованием); колориметрический
Магний (Mg^{2+}), мг/л	По разности $Ж_о—Ж_{Ca}$
Полуторные окислы ($Al_2O_3+Fe_2O_3$), мг/л	Весовой
Железо закисное Fe^{2+}, мг/л**	Колориметрический
Аммоний (NH_4^+), мг/л	Колориметрический; объемный (титрованием)
Натрий (Na^+), мг/л	Расчетный (по разности анионов и катионов); пламефотометрический
Хлориды (Cl^-), мг/л	Объемный (титрованием); колориметрический
Сульфаты (SO_4^{2-}), мг/л	Колориметрический
Бикарбонаты (HCO_3^-), мг/л	Объемный (титрованием)
Нитриты (NO_2^-), мг/л	Колориметрический
Нитраты (NO_3^-), мг/л	Колориметрический
Окисляемость, мг/л O_2	Объемный (титрованием)
Свободная углекислота (CO_2), мг/л	Объемный (титрованием)
Сероводород (H_2S), мг/л	Визуально-колориметрический***
Растворенный кислород (O_2), мг/л	Объемный (титрованием); колориметрический
Нефтепродукты (масла), мг/л	Экстрагирование с колориметрированием

* При прозрачности менее 10 см.
** Определяется в артезианской воде.
*** Определяется при наличии запаха.

Таблица 12-3

Перечень пробоотборных точек и периодичность выполнения анализов

№ пробоотборной точки	Анализируемая среда	Определяемый показатель (табл. 12-1)	Периодичность выполнения
1	Исходная поверхностная вода	а, б, в н	8—24 ч 1 раз в месяц
2	Исходная артезианская вода	а, б, в н	1 раз в 10 дней 1—2 раза в год
3	Исходная поверхностная вода из хозяйственно-питьевого водопровода	а, б, в н	8—24 ч 1 раз в месяц
4	Известковое молоко	к	8—24 ч, каждая порция
5	Раствор коагулянта	к	8—24 ч, каждая порция
6	Вода из рабочих зон осветлителя	и	2—8 ч

№ пробоотборной точки	Анализируемая среда	Определяемый показатель (табл. 12-1)	Периодичность выполнения
7	Коагулированная или известковая вода (после осветлителя)	а, б, в з т	8 ч 2—8 ч 24 ч, определяется при известковании
8	Осветленная вода (после механических фильтров)	з т	4—8 ч 24 ч, определяется при известковании
9	Водород-катионированная вода	а в, б или ф	4—8 ч 2—4 ч
10	Отмывочная вода после водород-катионитных фильтров	а, б	После каждой регенерации и в течение отмывки через 15—20 мин
11	Регенерационный раствор кислоты	к	Каждый раз во время регенерации
12	Водород-катионированная вода после буферного фильтра	а б, в	4—8 ч 2—4 ч
13	Декарбонизированная вода (после бака)	а, е, б или ф в	8 ч 2—4 ч
14	Натрий-катионированная вода после первой ступени	а	1—8 ч
15	Отмывочная вода после натрий-катионитных фильтров первой ступени	а ж	После каждой регенерации и в течение отмывки через 15—20 мин В процессе каждой отмывки через 15—20 мин
16	Крепкая серная кислота (92%-ная)	к	Каждый раз по поступлении на склад
17	Натрий-катионированная вода после второй ступени или натрий-хлор-ионированная вода	а б	8—24 ч 8—24 ч, определяется только для натрий-хлор-ионированной воды
18	Отмывочная вода после натрий-катионитных фильтров второй ступени	а ж	После каждой регенерации и в течение отмывки через 15—20 мин В процессе каждой отмывки через 15—20 мин
19	Питательная вода	а, б, в г, е	8—24 ч 2—4 ч
20	Подпиточная вода	г, е о, п о	2—4 ч 8—24 ч, определяется в схемах подкисления 120—148 ч
21	Гашеная известь	к	Каждая порция
22	Крепкий раствор соли	к	168—720 ч
23	Раствор нитрата натрия, аммиака	к	4—8 ч
24	Химически обработанная вода после фосфатирования	м	2—4 ч
25	Дозируемый раствор фосфата	м	8—24 ч
26	Насыщенный пар	л	8—24 ч
27	Котловая вода из чистого отсека	б, р д, м	2—4 ч 8—24 ч

№ пробоотборной точки	Анализируемая среда	Определяемый показатель (табл. 12-1)	Периодичность выполнения
28	Котловая вода из солевого отсека (циклонов)	о, р д	2—4 ч 8—24 ч
29	Котловая вода из солевого отсека (барабана)	б, р д	2—4 ч 8—24 ч
30	Перегретый пар	д	8—24 ч
31	Обратная сетевая вода	а, б, е с	24 ч 120—148 ч
32	Прямая сетевая вода	а, б, е г с	24 ч 8—24 ч 120—148 ч
33	Регенерационный раствор соли	к	Каждый раз во время регенерации
34	Частично обессоленная вода	в, ж, о	1—8 ч
35	Отмывочная вода после хлор-ионных фильтров	ж	В процессе каждой отмывки через 15—20 мин

Таблица 12-4

Перечень пробоотборных точек по аппаратам

Аппарат	№ пробоотборных точек и периодичность выполнения анализов по табл. 12-3; в скобках качественные определения по табл. 12-1
Осветлитель	1 (а, б, в, н); 4 (к); 5 (к); 6 (и); 7 (а, б, в, з, т)
Осветлительный (механический) фильтр	1 (а, б, в, н); 7 (а, б, з, т); 8 (з, т)
Натрий-катионитный фильтр первой ступени	2 (а, б, в, н); 3 (а, б, в, н); 7 и 8 (а, б, в, з, т); 13 (а, б, в, е); 14 (а); 15 (а, ж); 33 (к)
То же второй ступени	14 (а); 33 (к); 17 (а, б); 18 (а, ж)
Хлор-ионитный фильтр	14 (а); 33 (к); 35 (ж); 17 (а, б)
Водород-катионитный фильтр при „голодной" регенерации	2 (а, б, в, н); 3 (а, б, в, н); 9 (а, б, в); 10 (а, о); 11 (к)
То же при параллельном водород-натрий-катионировании	2 (а, б, в, н); 3 (а, б, в, н); 9 (а, ф); 10 (а, о); 11 (к)
То же при частичном обессоливании	2 (а, б, в, н); 3 (а, б, в, н); 8 (а, б, в, з, т); 9 (а или ф); 10 (о, ф); 11 (к)
Буферный саморегенерирующийся фильтр	9 (а, б, в); 12 (а, б, в)
Декарбонизатор	12 (а, б, в); 13 (а, е, б или ф)
Анионитный фильтр при частичном обессоливании	9 (а, в, ф); 34 (в, о или ж)
Деаэрационная установка	7 и 8 (а, б, в, з, т); 13 (а, б, в, е); 14 (а); 17 (а, б); 19 (а, б, в, г, е) 20 (г, е, о, п, с)
Установка приготовления известкового молока	4 (к); 21 (к)
То же раствора коагулянта	5 (к)
То же кислоты и соли	11 (к); 16 (к); 33 (к); 22 (к)

Аппарат	№ пробоотборных точек и периодичность выполнения анализов по табл. 12-3; в скобках качественные определения по табл. 12-1
Установки нитратирования, аминирования и фосфатирования	23 (к); 24 (м); 25 (к)
Паровой котел без ступенчатого испарения и пароперегревателя	26 (л); 29 (б, д, р)
То же с выносными циклонами без пароперегревателя	26 (л); 27 (б, д, м, р); 28 (б, д, р)
Паровой котел с пароперегревателем	26 (л); 27 (б, д, р); 30 (д)
Паровой котел с выносными циклонами и пароперегревателем	26 (л); 27 (б, д, м, р); 28 (б, д, р); 30 (д)
Грязевик (на обратной сетевой воде)	31 (а, б, е, с); 32 (а, б, е, г)

тера и количества установленного оборудования.

В табл. 12-1 и 12-2 приведен полный перечень анализов химического контроля водоподготовки и водного режима котельной.

В табл. 12-3 приведен перечень пробоотборных точек по анализируемой среде с указанием, какие анализы должны осуществляться и периодичность их исполнения. В табл. 12-3 наименования анализов, которые необходимо производить, обозначены буквами, разъяснение которых дано в табл. 12-1.

В табл. 12-4 приведен перечень пробоотборных точек всего оборудования (водоподготовки и котельной) с указанием необходимых определений.

На основании табл. 12-4 составляется схема пробоотборных точек по установке в целом.

В качестве примера на рис. 12-1 приведена схема пробоотборных точек установки водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров. Если в устанавливаемых аппаратах повторяются одинаковые точки, а состав воды в них не меняется (например, подвод исходной воды к фильтру), анализ производится только в одной из этих точек (у одного из установленных аппаратов).

12-3. ХИМИЧЕСКИЕ ЛАБОРАТОРИИ

В отопительно-производственных котельных на химической лаборатории лежит обязанность выполнения оперативного химического контроля по различным показателям воды (включая полный ее анализ), пара, конденсата, реагентов и отложений.

Производство анализов топлива, масел и исследования структуры металлов предполагается кооперировать с центральной лабораторией предприятия, в состав которого входит котельная, или выполнять эти анализы силами других специализированных организаций.

ГПИ Сантехпроект выпущены «Рекомендации по проектированию химических лабораторий для котельных» (серия Ж3-63).

В рекомендациях приведены спецификации на лабораторное оборудование, приборы, аналитические реактивы и материалы, вспомогательные материалы и химическую посуду, штаты химической лаборатории и пр.

Химическая водная лаборатория типа I предназначена для котельных, водоподготовка которых работает по схемам известкования с коагуляцией и последующим двухсту-

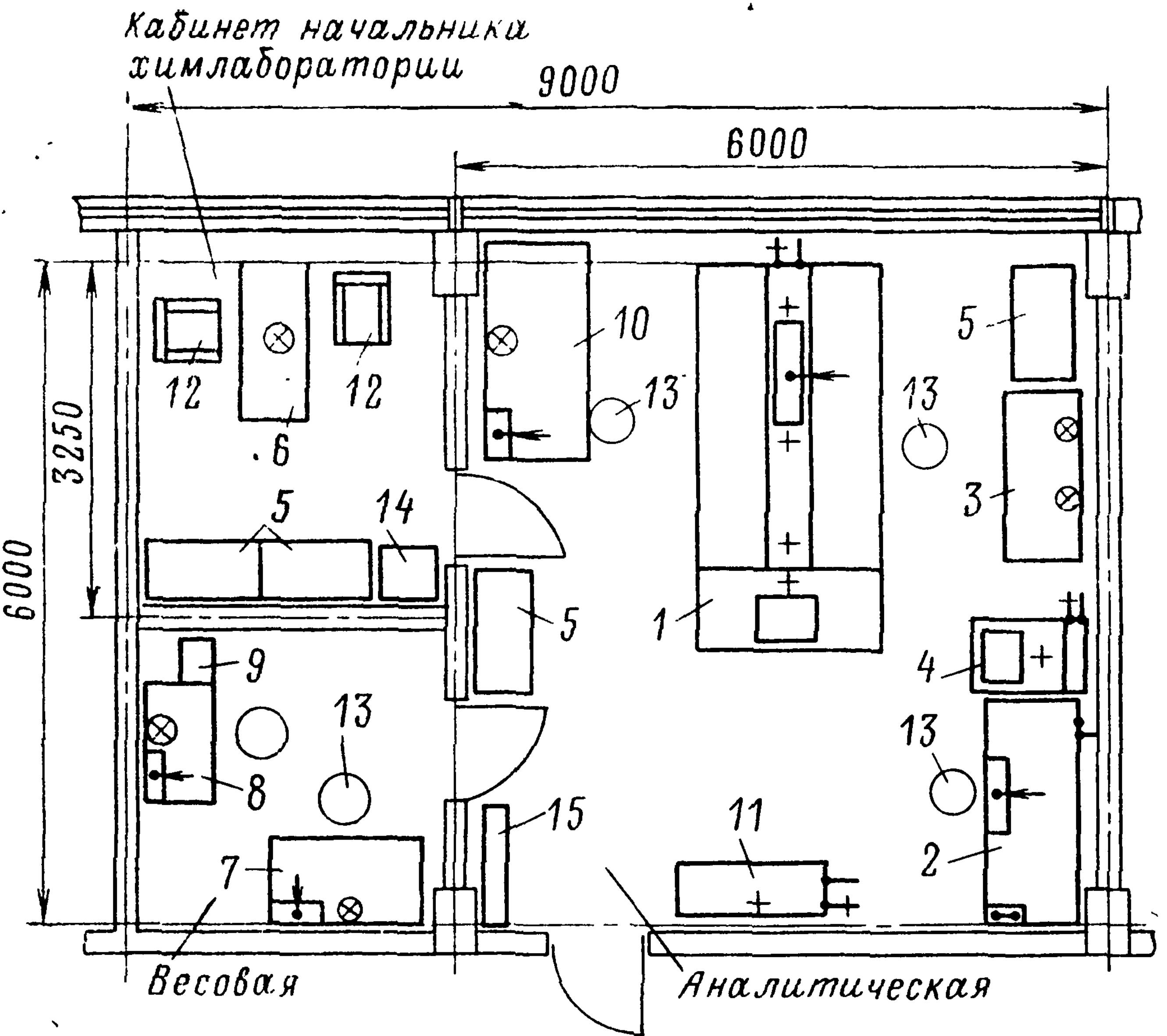


Рис. 12-2. Компоновка оборудования химической лаборатории типа I.

1 — стол химический лабораторный островной с надстройкой размерами 3430×1670, *H* = 1820 мм; *2* — шкаф вытяжной правого примыкания размерами 2040 × 850, *H* = 2800 мм; *3* — стол для титрования с цельным подстольем размерами 1500 × 650, *H* = 1915 мм; *4* — тумба с лабораторной раковиной размерами 680 × 850, *H* = 1860 мм; *5* — шкаф для хранения реактивов и посуды размерами 1160 × 800, *H* = 2000 мм (4 шт.); *6* — стол письменный однотумбовый размерами 1300 × 650, *H* = 900 мм; *7* — стол лабораторный физический без надстройки размерами 1360 × 850, *H* = 900 мм; *8* — стол для микроаналитических весов с виброизоляционными прокладками размерами 1100 × 650, *H* = 750 мм; *9* — стол для записей к весовому столу размерами 400 × 320, *H* = 900 мм; *10* — стол физический массивный для нагревательных приборов размерами 2000 × 800, *H* = 800 мм; *11* — водный щит с желобом для отбора проб воды и конденсата; *12* — кресло (2 шт.); *13* — табурет (5 шт.); *14* — шкаф несгораемый; *15* — вешалка.

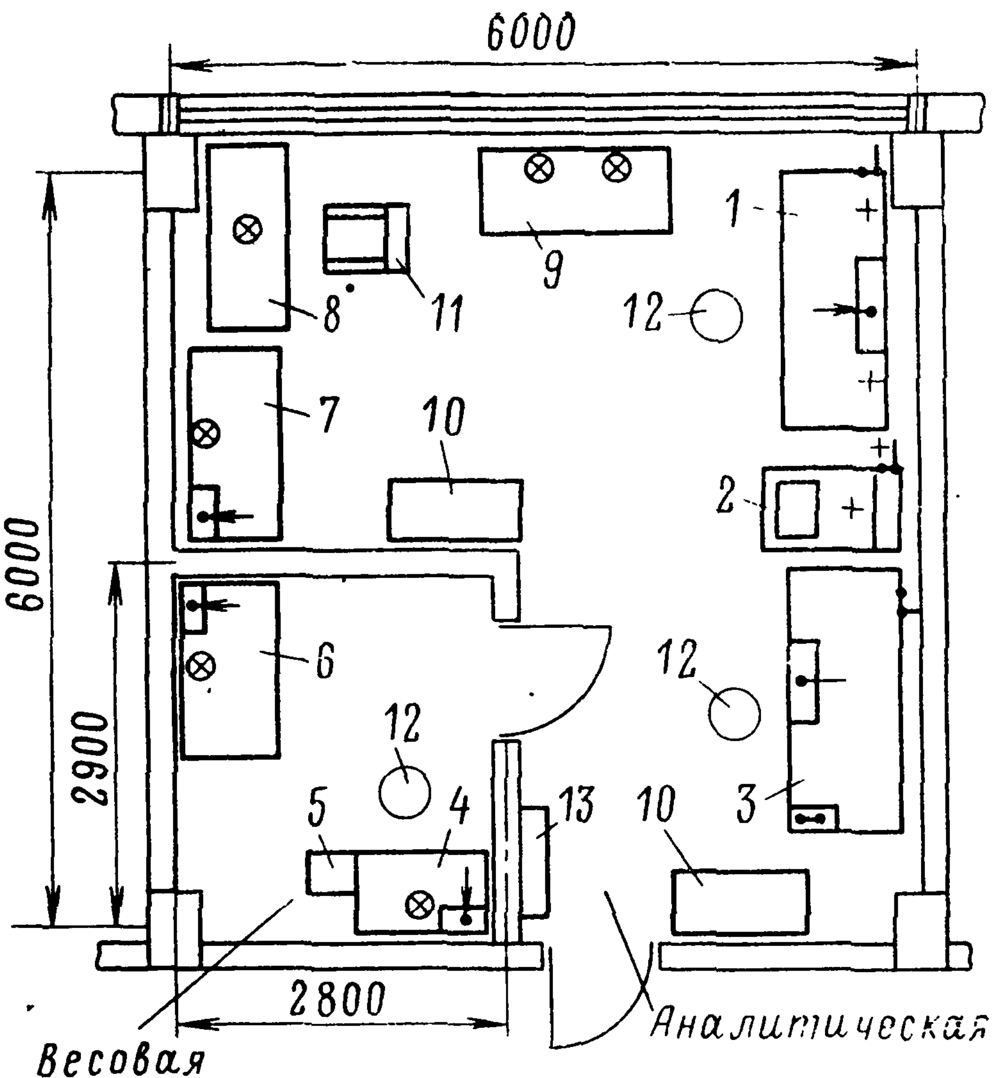


Рис. 12-3. Компоновка оборудования химической лаборатории типа II.

1 — стол химический лабораторный пристенный с надстройкой размерами 2040 × 850, *H* = 1860 мм; *2* — тумба с лабораторной раковиной размерами 680 × 850, *H* = 860 мм; *3* — шкаф вытяжной правого примыкания, размерами 2040 × 850, *H* = 2800 мм; *4* — стол для микроаналитических весов с виброизоляционными прокладками размерами 1100 × 650, *H* = 750 мм; *5* — стол для записей к весовому столу размерами 400 × 320, *H* = 900 мм; *6* — стол лабораторный физический без надстройки размерами 1360 × 850, *H* = 900 мм; *7* — стол лабораторный для приборов размерами 1500 × 800, *H* = 900 мм; *8* — стол письменный однотумбовый размерами 1300 × 650, *H* = 900 мм; *9* — стол для титрования с цельным подстольем размерами 1500 × 650, *H* = 1915 мм; *10* — шкаф для хранения реактивов и посуды размерами 1160 × 800, *H* = 2000 мм (2 шт.); *11* — кресло; *12* — табурет (3 шт.); *13* — вешалка.

пенчатым натрий-катионированием или по схемам ионного обмена при производительности более 300 м³/ч. Примерная компоновка химической лаборатории типа I на основании оборудования, выпускаемого заводами [Л. 30], приведена на рис. 12-2.

Химическая водная лаборатория типа II предназначена для котельных, водоподготовка которых работает по схемам ионного обмена при производительности менее 300 м³/ч. Примерная компоновка лаборатории типа II приведена на рис. 12-3.

В небольших котельных, в которых водоподготовка осуществляется по простым схемам ионного обмена и производительность не превышает 20—30 м³/ч или имеются поблизости лаборатории (производственные или районные), в которых можно производить более сложные анализы, ограничиваются осуществлением экспресс-лаборатории, т. е. в котельной или в помещении водоподготовительной установки, устанавливается стол (отделенный перегородкой), на котором производятся необходимые определения текущего контроля.

Раздел тринадцатый

ДЕАЭРАЦИЯ ВОДЫ

13-1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Защита от коррозии поверхностей нагрева котлов, теплообменной аппаратуры и трубопроводов осуществляется удалением из питательной воды паровых котлов и подпиточной воды тепловых сетей коррозионно-агрессивных газов — кислорода и свободной углекислоты.

Коррозионно-агрессивные газы попадают в исходную воду в результате длительного контакта с атмосферой или других физико-химических процессов. При обработке по схемам натрий-катионирования, водород-натрий-катионирования или натрий-хлор-ионирования вода дополнительно насыщается двуокисью углерода за счет разложения бикарбоната натрия при нагревании.

Допустимые концентрации кислорода и свободной углекислоты в питательной воде паровых котлов и подпиточной воде тепловых сетей приведены в табл. 3-1 и 3-6.

Как следует из приведенных норм, при обработке воды, предназначенной для питания паровых котлов и подпитки тепловых сетей, должно быть предусмотрено не только глубокое обескислороживание, но и удаление свободной углекислоты, т. е. вода по существу должна подвергаться дегазации, а не только деаэрации. Таким образом, широко распространенный термин «деаэрация» имеет более широкое значение.

Наибольшее распространение получили термические способы дегазации воды как наиболее эффективные, надежные и рентабельные.

Для дегазации воды в котельных установках преимущественно применяются деаэраторы атмосферного типа, работающие при абсолютном давлении 1,2 кгс/см², и вакуумные деаэраторы, работающие при абсолютном давлении от 0,075 до 0,5 кгс/см², т. е. при температурах деаэрированной воды от 40 до 80°С. Деаэрация воды базируется на законе Генри, согласно которому количество газа, растворенного в единице объема воды, G, мг/л, пропорционально парциальному давлению этого газа в газовой или парогазовой смеси над поверхностью воды:

$$G = kp_{\text{г}},$$

где k — коэффициент растворимости газа в воде при абсолютном парциальном давлении газа над водой, равном 1 кгс/см²; $p_{\text{г}}$ — парциальное давление газа над поверхностью воды, кгс/см².

Коэффициент растворимости газа при одном и том же давлении газа зависит от температуры: с повышением температуры коэффициент k уменьшается (но не может быть равным нулю), т. е. уменьшается и растворимость газа в воде.

Вследствие этого для полного удаления газов из воды необходимо создать условия, при которых парциальные давления этих газов над поверхностью воды будут равны нулю, что возможно при кипении воды, т. е. при доведении ее до температуры насыщения при давлении в деаэраторе.

Однако практически в одноступенчатых термических деаэраторах достигнуть полного удаления газов из воды не удается. Процесс деаэрации осуществляется двумя способами: за счет конвективной диффузии и дисперсного выделения пузырьков газа. Конвективная диффузия происходит в течение всего процесса деаэрации, а дисперсное выделение начинается только с момента достижения водой состояния насыщения.

По данным ЦКТИ интенсивность процесса дисперсного выделения кислорода в одноступенчатом деаэраторе может достигать 70% его первоначальной концентрации. Для осуществления более глубокой деаэрации необходимо применение второй ступени — барботажа воды паром. Применение барботажа, кроме того, устраняет недогрев воды до температуры насыщения, имеющий место после одноступенчатой деаэрации.

В термическом деаэраторе процессы выделения свободной углекислоты и разложения бикарбоната натрия взаимосвязаны.

Термическое разложение бикарбоната натрия наиболее интенсивно происходит после того, как из воды практически будет удалена вся свободная углекислота. Следовательно, в деаэраторе должен быть обеспечен непрерывный отвод в паровое пространство выделяющейся из деаэрированной воды свободной углекислоты. Этот процесс зависит от скорости десорбции, которая и определяет время, необходимое для глубокого разложения бикарбоната натрия. Содержание в паре CO_2 замедляет термическое разложение бикарбоната натрия, следовательно, в деаэратор необходимо подавать пар, не содержащий CO_2, и, с другой стороны, требуется интенсивное удаление из деаэратора выделившихся газов, в том числе свободной углекислоты. Процесс разложения бикарбоната натрия происходит тем интенсивнее, чем выше температура и больше длительность пребывания воды в деаэраторе.

В зависимости от характера процессов, протекающих в деаэраторе, к его конструкции могут быть предъявлены следующие основные требования:

1) во всех ступенях деаэратора должен обеспечиваться непрерывный процесс, т. е. должны отсутствовать циркуляционные токи, которые могли бы привести к проскоку необработанной воды. Не должно быть застойных зон, особенно в паровом пространстве деаэратора;

2) должен быть обеспечен четкий противоток воды и пара;

3) деаэратор должен вентилироваться необходимым количеством пара. Пар должен содержать минимальное количество газов, удаляемых из воды в деаэраторе;

4) при обработке воды в деаэраторе должны быть максимально развитые поверхности контакта фаз и конструкция деаэратора должна обеспечивать многократную обработку воды паром;

5) конструкция деаэратора должна обеспечивать удаление мельчайших пузырьков газа, выделяющихся из воды при нагревании;

6) перед последней ступенью деаэрации вода должна выдерживаться при температуре, близкой к насыщению;

7) конструкция деаэратора должна исключать возможность повторной аэрации обработанной воды;

Таблица 13-1

Остаточная концентрация кислорода в деаэрированной воде

Тип деаэратора	Начальная концентрация кислорода	Остаточная концентрация кислорода, мкг/л
ДСА	Соответствует состоянию насыщения	30
ДСА	3 мг/л	20
ДСВ	Соответствует состоянию насыщения в вакуумных деаэраторах подпиточной воды тепловых сетей	50
ДСВ	Соответствует состоянию насыщения в вакуумных деаэраторах питательной воды котлов	30

Примечание. Свободная углекислота в деаэрированной воде после деаэраторов типа ДСА и ДСВ должна отсутствовать (при начальной концентрации углекислоты не выше 20 мг/л, бикарбонатной щелочности воды не менее 0,7 мг-экв/л и начальной концентрации углекислоты 10 мг/л при бикарбонатной щелочности воды не менее 0,3 мг-экв/л).

8) процесс деаэрации должен быть автоматизирован (для обеспечения поддержания необходимой температуры и уровня воды в деаэраторе при переменном режиме работы).

Технические требования к термическим деаэраторам определяются ГОСТ 16860-71 взамен действовавших ранее ГОСТ 9654-61 и ГОСТ 10942-64.

В котельных установках применяются деаэраторы смешивающие вакуумные типа ДСВ, атмосферные типа ДСА, а в котельных с котлами, работающими при абсолютном давлении пара 40 кгс/см^2 и выше,— типа ДСП.

В настоящем разделе рассматриваются деаэраторы типов ДСВ и ДСА. Данные по деаэраторам типа ДСП, применяющимся в котельных установках сравнительно редко, не приводятся.

Исходя из требований ГОСТ 16860-71, термические деаэраторы атмосферного давления в диапазоне изменения производительности от 30 до 120% номинальной нагрузки должны обеспечивать средний подогрев воды на 10—40°С, вакуумные деаэраторы — на 15—25°С.

В этих условиях остаточная концентрация кислорода в деаэрированной воде не должна превышать значений, приведенных в табл. 13-1.

Техническим требованиям к конструкции деаэраторов, а также требованиям в части качества деаэрированной воды полностью отвечают атмосферные и вакуумные двухступенчатые деаэраторы, разработанные ЦКТИ им. Ползунова.

Применявшиеся ранее одноступенчатые атмосферные и вакуумные деаэраторы, а также деаэраторы различных конструкций, не прошедшие необходимых промышленных испытаний и не отвечающие требованиям ГОСТ, не могут быть рекомендованы для применения.

Ниже рассматриваются только рекомендуемые для применения деаэраторы конструкции ЦКТИ им. Ползунова.

13-2. ДЕАЭРАТОРЫ АТМОСФЕРНОГО ДАВЛЕНИЯ

Деаэраторы ДСА-1 и ДСА-3. Для котельных с паровыми котлами серии Е паропроизводительностью до 1 т/ч разработаны вертикальные бесколонковые двухступенчатые барботажные деаэраторы типов ДСА-1 и ДСА-3 производительностью соответственно 1 и 3 т/ч. Деаэраторы прошли промышленные испытания и рекомендованы для серийного производства.

Деаэратор представляет собой цилиндрический сосуд с верхним и нижним эллиптическими днищами. Принципиальная схема такого деаэратора представлена на рис. 13-1.

Вода, подлежащая деаэрации, подается к патрубку *14* в распределительный перфорированный коллектор *8*, откуда стекает на дырчатую тарелку *7*, секционированную с таким расчетом, что при малых нагрузках вода пропускается только через часть отверстий, а при увеличении нагрузки в работу включают-

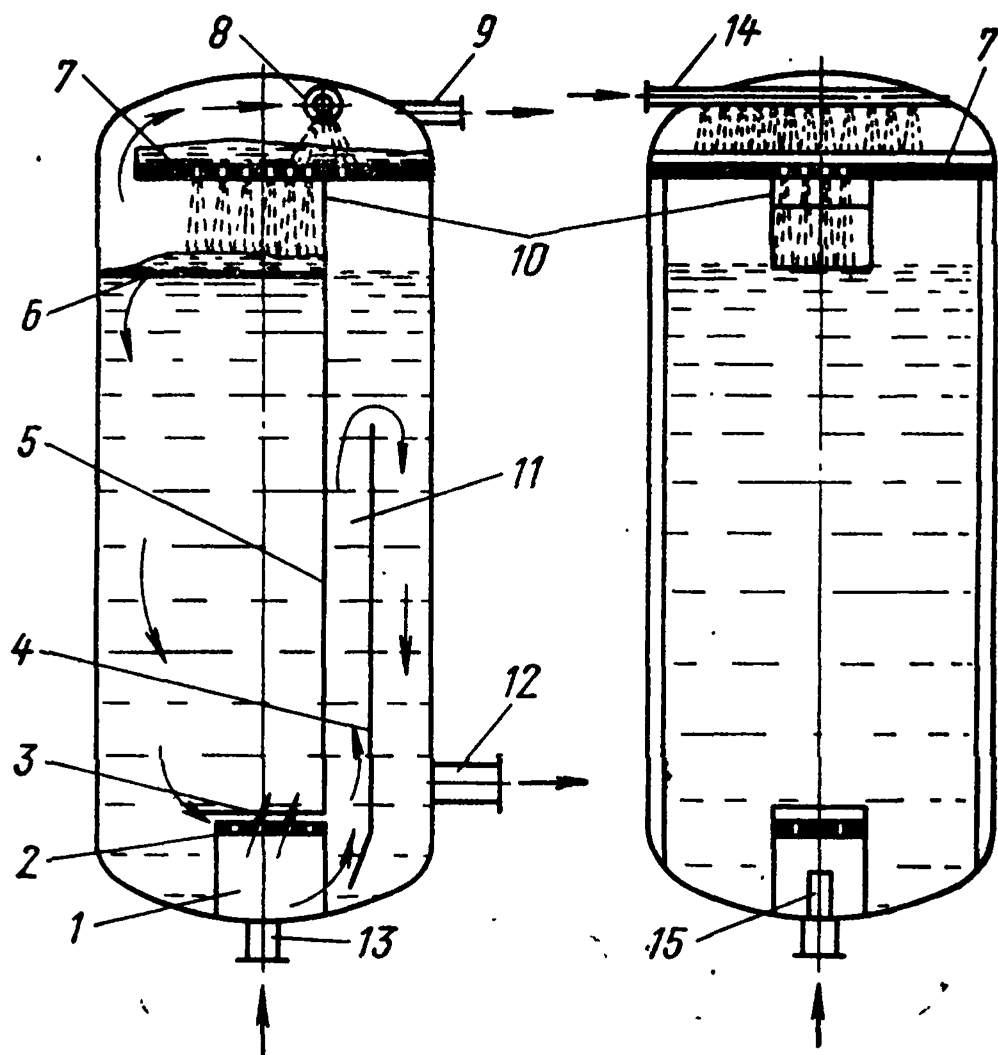


Рис. 13-1. Принципиальная схема вертикального бесколонкового двухступенчатого деаэратора типов ДСА-1 и ДСА-3.

1 — пароприемный короб; *2* — барботажный лист; *3* — барботажный канал; *4* и *5* — вертикальные перегородки; *6* — лоток; *7* — дырчатая тарелка; *8* — перфорированный коллектор; *9* — отвод выпара; *10* — окно; *11* — канал; *12* — отвод деаэрированной воды; *13* — подвод пара к деаэратору; *14* — патрубок подвода химически умягченной воды; *15* — пароперепускное окно.

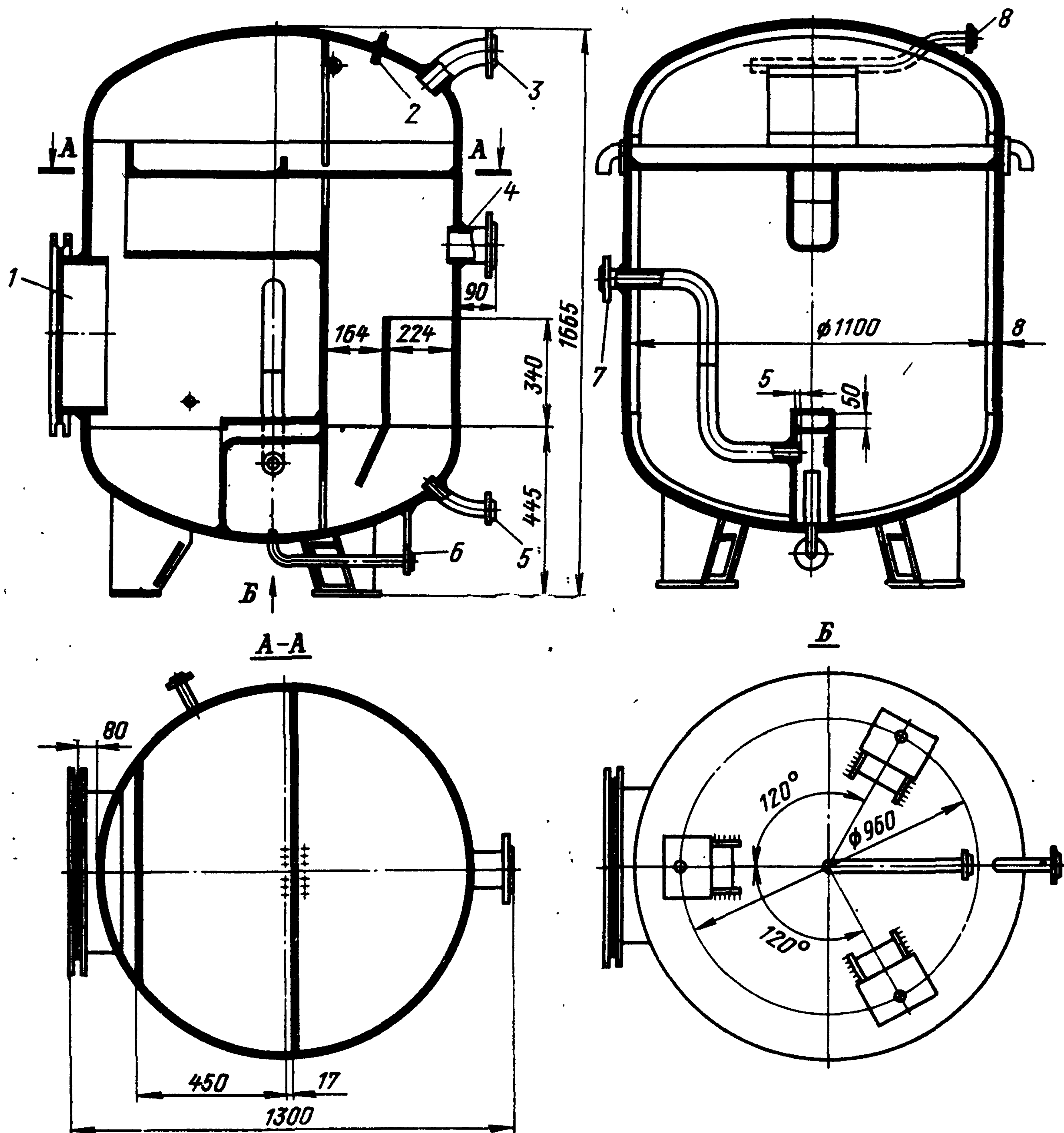


Рис. 13-2. Деаэратор типа ДСА-1.

1 — люк $D_у = 450$ мм; *2* — отвод выпара $D_у = 15$ мм; *3* — к предохранительному устройству $D_у = 70$ мм; *4* — к предохранительному устройству $D_у = 100$ мм; *5* — отвод деаэрированной воды $D_у = 25$ мм; *6* — в дренаж $D_у = 15$ мм; *7* — подвод греющего пара $D_у = 40$ мм; *8* — подвод воды $D_у = 20$ мм.

ся все отверстия. С тарелки *7* вода струями стекает на лоток *6*. В струях происходит основной подогрев воды и частичная дегазация. При движении воды по лотку в тонком слое продолжается процесс выделения газов. Далее вода выдерживается в аккумулирующем объеме деаэратора, дополнительно при этом дегазируется, после чего направляется в барботажный канал *3*. На барботажном листе *2* вода подогревается до температуры насыщения и далее перегревается до температуры, соответствующей величине гидростатического давления столба жидкости над листом. На барботажном листе *2* происходит интенсивный процесс выделения газов и частичное разложение бикарбонатов. После барботажного канала *3* вода поступает в канал *11*, образованный перегородками *4* и *5*, в котором в результате подъема и вто-

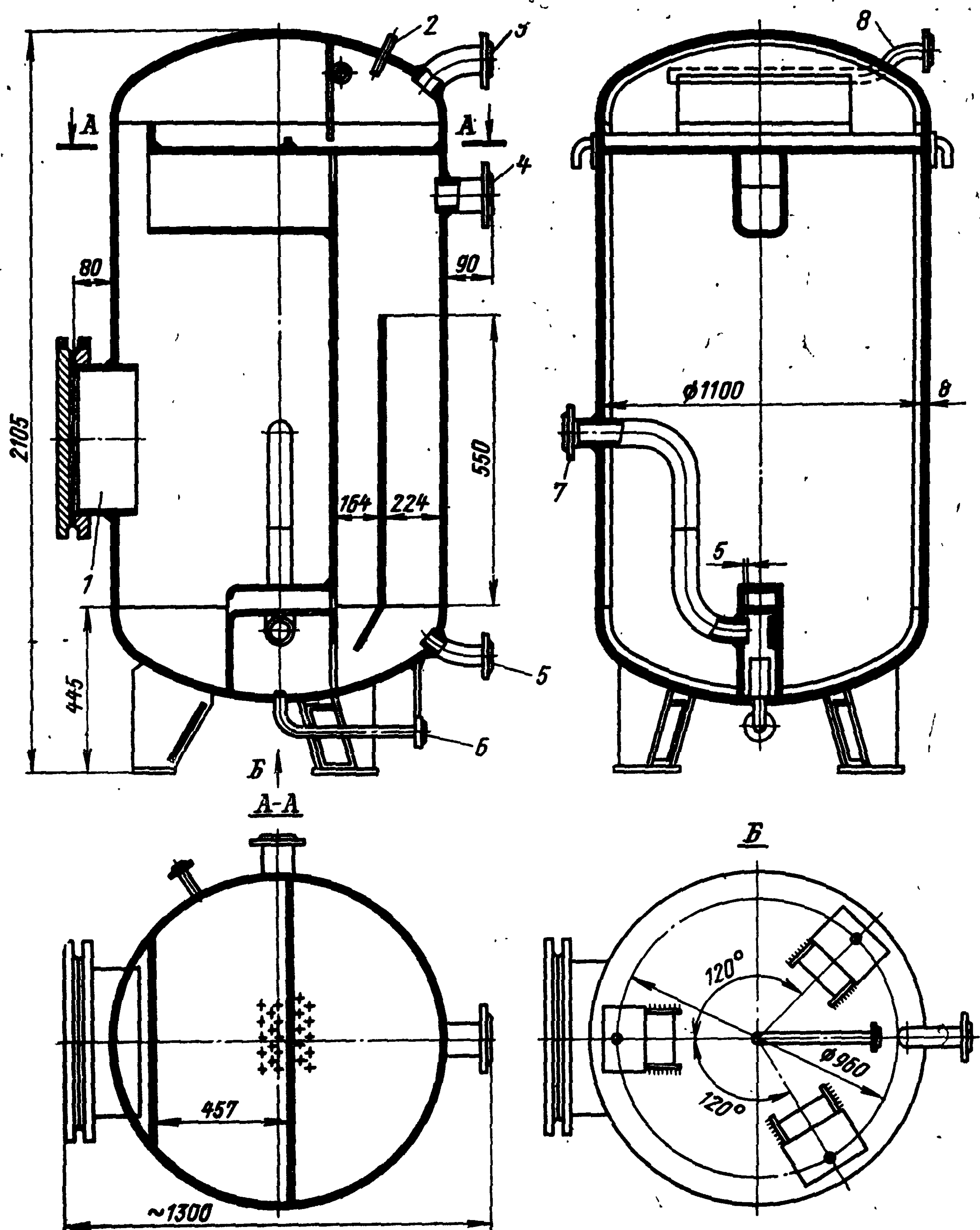


Рис. 13-3. Деаэратор типа ДСА-3.

1 — люк $D_у$ = 450 мм; отвод выпара $D_у$ = 20 мм; *3* — к предохранительному устройству $D_у$ = 70 мм; *4* — к предохранительному устройству $D_у$ = 100 мм; *5* — отвод деаэрированной воды $D_у$ = 50 мм; *6* — в дренаж $D_у$ = 15 мм; *7* — подвод греющего пара $D_у$ = 70 мм; *8* — подвод воды $D_у$ = 40 мм.

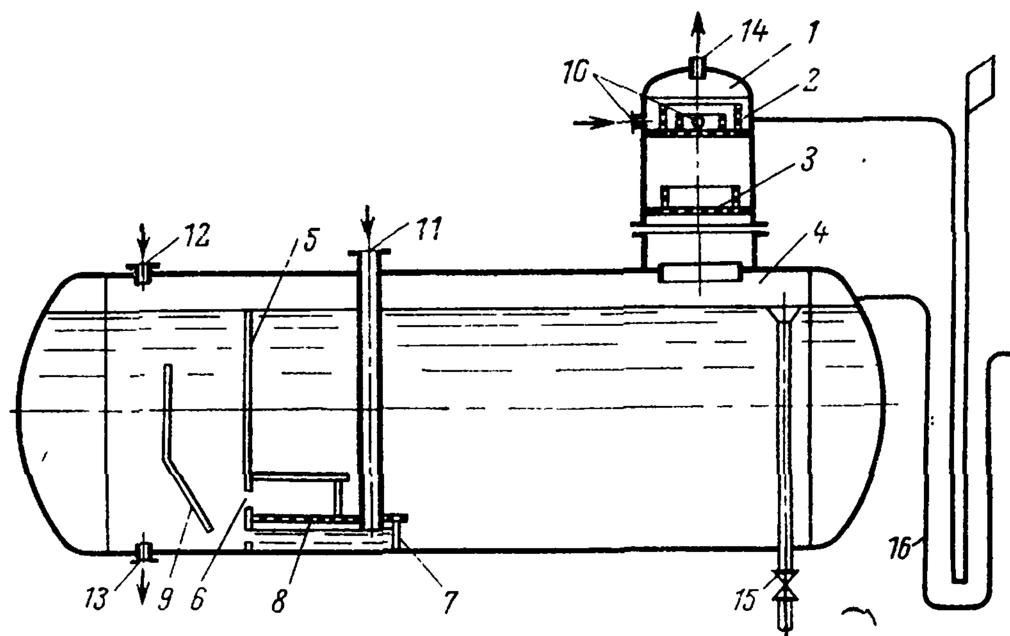


Рис. 13-4. Схема двухступенчатого барботажного деаэратора.

1 — деаэрационная колонка; *2* — верхняя дырчатая тарелка; *3* — нижняя дырчатая тарелка; *4* — бак-аккумулятор; *5* — секционирующая перегородка; *6* — выходное окно; *7* — паровая коробка; *8* — дырчатый лист; *9* — перегородка; *10* — подвод конденсата и химически обработанной воды; *11* — подвод барботирующего пара; *12* — подвод пара давлением 1,2 кгс/см²; *13* — отвод деаэрированной воды; *14* — выпар из деаэратора; *15* — слив; *16* — предохранительный и переливной гидрозатвор (комбинированный).

ричного вскипания осуществляется окончательная дегазация. Деаэрированная вода отводится через патрубок *12*. Пар в деаэратор подается по трубе *13* в пароприемный короб *1* барботажного устройства, где образуется паровая подушка. Некоторая часть пара конденсируется в барботажной установке, а основной его поток проходит через барботажный лист и далее по каналу *11* через окно *10* направляется в струйный отсек, где конденсируется.

При увеличении расхода пара, превышающем количество, необходимое для барботажа, избыток его через окно *15* отводится в канал *11* минуя барботажное устройство. Выпар конденсируется во встроенном охладителе выпара, расположенном над тарелкой *7*. Неконденсирующиеся газы отводятся из деаэратора по трубе *9*.

На рис. 13-2 и 13-3 приведены общие виды и основные размеры деаэраторов ДСА-1 и ДСА-3.

Деаэраторы типа ДСА производительностью от 5 до 300 т/ч. Деаэраторы этой серии изготовляются по чертежам Черновицкого машиностроительного завода и Таганрогским котельным заводом (ТКЗ) — производительностью 150, 200 и 300 т/ч.

Номенклатура барботажных деаэрационных установок атмосферного давления, изготовляемых промышленностью, приведена в табл. 13-2.

Двухступенчатый барботажный деаэратор (рис. 13-4) состоит из

Таблица 13-2

Номенклатура барботажных деаэрационных установок атмосферного давления

Тип деаэратора	Производительность, т/ч	Полезная емкость бака, м³	Масса, кг	№ чертежа общего вида	Предприятие-изготовитель
ДСА-5/4	5	4	2366	В-20664	—
ДСА-10/7,5	10	7,5	4095	В-20671	
ДСА-15/10	15	10	4260	В-20678	
ДСА-25/15	25	15	5710	В-18601	
ДСА-50/15	50	15	6062	В-18621	
ДСА-50/25	50	25	7390	В-18609	
ДСА-75/25	75	25	7950	В-18577	
ДСА-75/35	75	35	10 052	В-18612	
ДСА-100/35	100	35	10 094	В-18585	
ДСА-100/50	100	50	12 570	В-16503	
ДСА-150/50	150	50	12 880	В-16664	Таганрогский котельный завод
ДСА-150/75	150	75	16 540	В-16699	
ДСА-200/75	200	75	17 206	В-17225	
ДСА-200/100	200	100	21 117	В-17204	
ДСА-300/75	300	75	17 660	В-17189	
ДСА-300/100	300	100	21 246	В-17159	

малогабаритной деаэрационной колонки *1* и бака-аккумулятора *4* со встроенным барботажным устройством и перегородками, образующими специальные отсеки.

Деаэрационная колонка имеет две тарелки *2* и *3* с отверстиями, через которые вода стекает в бак-аккумулятор. На первой по ходу воды тарелке *2* смонтировано устройство для лучшего перемешивания поступающих в деаэратор потоков конденсата и химически обработанной воды. Эти потоки поступают во внешнее кольцо смесительного устройства, после чего вода через два водослива попадает на перфорированную часть первой тарелки. Для лучшего перемешивания поток химически обработанной воды вводится между потоками конденсата, температура которого обычно на 40—45°C выше температуры химически обработанной воды.

После колонки *1* деаэрируемая вода попадает в бак-аккумулятор *4*, в нижней части которого у противоположного торца размещается затопленное барботажное устройство. Греющий пар по трубе *11* подается в паровую коробку *7* и через отверстия дырчатого листа *8* барботирует через слой воды, медленно движущийся над листом в сторону патрубка *13* для отвода деаэрированной воды. Вода, выходящая из барботажного устройства, поступает в подъемную шахту. Вскипание объясняется наличием небольшого перегрева воды относительно температуры насыщения, которая соответствует давлению в паровом пространстве бака-аккумулятора. Величина перегрева определяется высотой столба жидкости над барботажным листом.

Пар, проходящий через барботажное устройство и столб воды, попадая в паровое пространство, движется над поверхностью воды в сторону колонки. Размещение колонки на противоположной стороне от барботажного устройства обеспечивает четко выраженное противоточное движение потоков воды и пара и хорошую вентиляцию парового объема бака от выделяющихся из воды газов. Перед поступлением в барботажное устройство вода некоторое время выдерживается в баке при температуре, близкой к температуре насыщения пара, что улучшает условия десорбции кислорода и углекислоты через поверхность воды и облегчает работу барботажного устройства.

Пар, необходимый для деаэрации, в количестве, определяемом тепловым балансом деаэратора, подается к барботажному устройству через трубу *11* от регулятора давления, к которому поступает пар с давлением 6—7 кгс/см^2. Давление пара, поступающего к барботажному устройству, устанавливается регулятором давления, как сумма давления в деаэраторе, сопротивления паропроводов и арматуры до барботажного устройства и гидростатического столба жидкости над барботажным листом. Обычно это давление составляет $P_{абс} = 1{,}5 \div 1{,}7$ кгс/см^2.

На деаэраторах производительностью 50 т/ч и более предусмотрен патрубок *12* для подвода низкопотенциального пара с абсолютным давлением 1,2—1,3 кгс/см^2. Подвод пара к патрубку *12*, т. е. непосредственно в паровое пространство деаэратора, дает возможность использовать сбросной пар от бессмазочных поршневых паровых питательных насосов, турбонасосов, от расширителей непрерывной продувки, а на электростанциях — от отборов турбин. Этот пар не может быть подан к барботажному устройству, так как имеет недостаточное абсолютное давление (1,2—1,3 кгс/см^2).

Пар, подаваемый через патрубок *12*, не участвует во всех ступенях деаэрации, а осуществляет только вентиляцию парового объема деаэратора, догрев воды до температуры насыщения и первую ступень деаэрации в деаэрационной колонке.

При этом к барботажному устройству должен подаваться пар

в количестве не менее 20—30 кг/т деаэрируемой воды.

Регулятор давления устанавливается либо на подводе пара к барботажному устройству, либо перед патрубком *12* низкопотенциального пара. Место установки регулятора давления может быть определено, исходя из следующего: в котельных установках, как правило, количество низкопотенциального пара, который может быть использован в деаэраторе, меньше суммарного расхода пара на деаэратор, определенного на основании теплового и материального баланса деаэратора, за вычетом минимально необходимого количества пара, которое должно быть подано на барботажное устройство. В этом случае регулятор давления устанавливается на паропроводе к барботажному устройству. При этом низкопотенциальный пар к патрубку *12* подается без ограничения. В отдельных случаях, когда количество утилизируемого пара превосходит упомянутую разность между общим расходом пара на деаэратор и количеством барботажного пара, регулятор устанавливается на паропроводе низкопотенциального пара. При этом на паропроводе к барботажному устройству устанавливается дросселирующая шайба, рассчитанная на пропуск минимального количества пара, необходимого для барботажа.

В заводских чертежах деаэраторов патрубок для подвода низкопотенциального пара именуется «патрубком основного пара», что справедливо только для случаев установки регулятора давления на этом паропроводе. Этот случай, являющийся редким для котельных установок, наиболее характерен для тепловых электростанций, на которых для деаэрации используется пар из низкопотенциальных отборов турбин. Регулирование процесса деаэрации осуществляется при помощи электронно-гидравлических регуляторов системы «Кристалл», воздействующих на упомянутый выше регулирующий клапан на паропроводе греющего пара и на клапан, установленный на подводе к деаэратору химически обработанной воды. Последний работает в зависимости от уровня воды в деаэраторном баке.

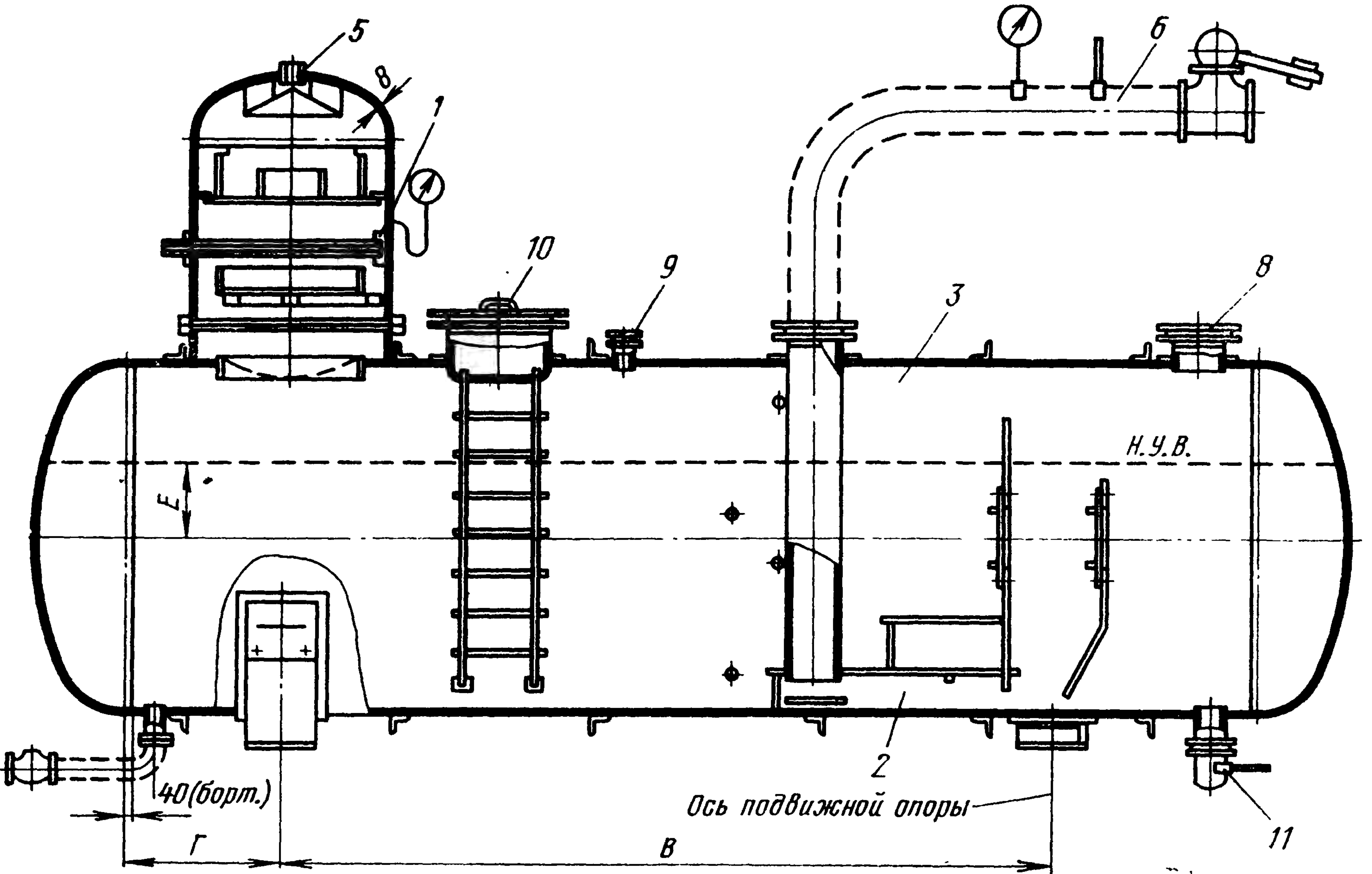
Деаэраторы комплектуются комбинированными гидрозатворами, предохраняющими деаэраторы как от превышения давления сверх допустимого, так и от переполнения бака.

В комплект деаэрационной установки входят: деаэрационная колонка, барботажное устройство, охладитель выпара, комбинированный гидрозатвор, регулирующие клапаны, запорная арматура и местные измерительные приборы.

Деаэраторные баки не входят в объем поставки и изготовляются по месту по чертежам предприятий — изготовителей деаэрационных установок. Регулирующие клапаны, поставляемые с деаэратором, в каждом конкретном случае следует проверять в зависимости от реальных расходов регулируемого пара и величины добавки химически очищенной воды. В случае необходимости сечение этих клапанов должно быть изменено.

Деаэраторы атмосферного давления могут устанавливаться как в помещениях, так и на открытых площадках. Открытая установка деаэраторов допускается дополнениями к Правилам устройства и безопасной эксплуатации паровых и водогрейных котлов, утвержденными 11 июля 1972 г. Госгортехнадзором СССР. При открытой установке деаэраторов должны быть обеспечены условия, исключающие выход из строя оборудования, регуляторов, арматуры и трубопроводов, а также разрушение изоляции от воздействия внешней среды.

Кроме того, проекты установки деаэраторов должны предусматривать возможность их обслуживания без выхода эксплуатационного персонала из помещений, за исключением производства ремонтных работ.



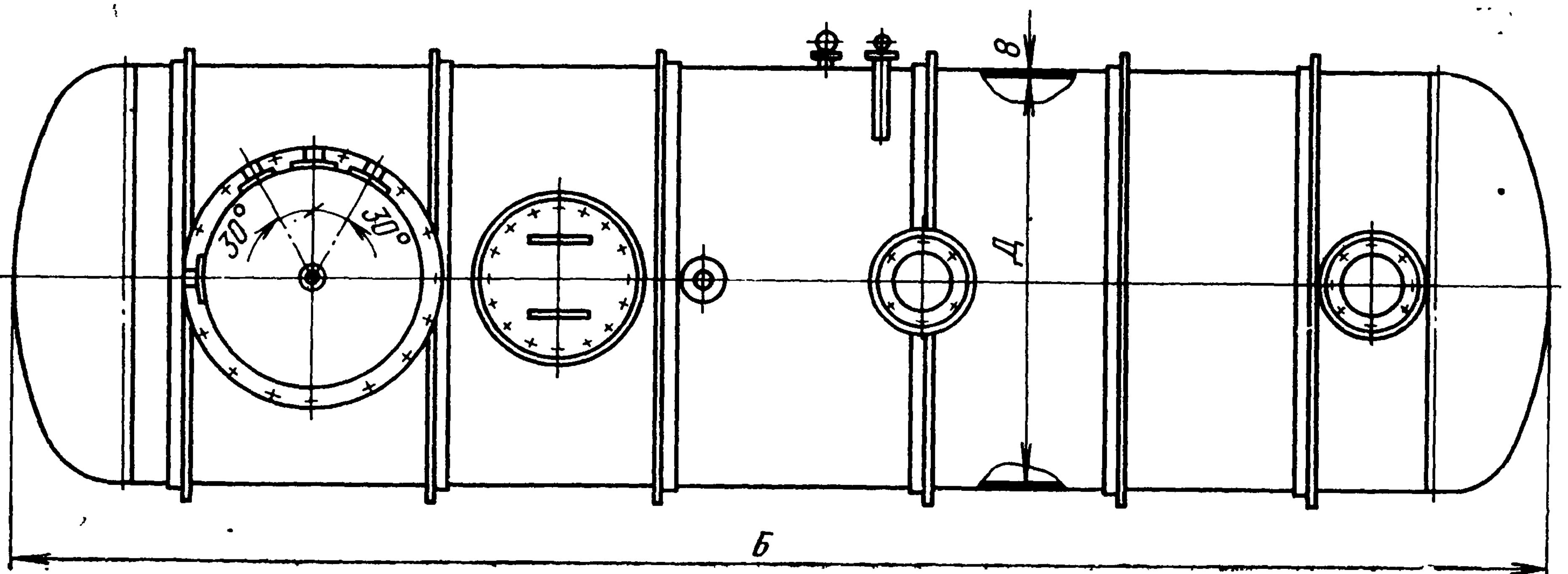


Рис. 13-5. Общий вид двухступенчатого деаэратора атмосферного давления (основные габаритные размеры — см. табл. 13-3).

1 — деаэрационная колонка; *2* — барботажное устройство; *3* — бак; *4* — подвод химически обработанной воды; *5* — выпар; *6* — подвод барботирующего пара; *7* — подвод конденсата; *8* — подвод низкопотенциального пара, $P = 1{,}2$ кгс/см²; *9* — подвод рециркуляции от питательных насосов; *10* — люк; *11* — отвод деаэрированной воды.

Таблица 13-3

Габаритные размеры деаэраторов типа ДСА, мм

Размер	Тип деаэратора							
	ДСА-5/4	ДСА-10/7,5	ДСА-15/10	ДСА-25/15	ДСА-50/15	ДСА-50/25	ДСА-75/25	ДСА-75/35
А	2709	3155	3155	3800	3755	3755	3960	3960
Б	4400	4700	6154	6404	6404	8204	8204	11 704
В	2100	2500	3000	2500	2500	4800	4800	2×4000
Г	800	650	1125	1250	1250	950	950	1250
Д	1200	1600	1600	2000	2000	2200	2200	2200
Е	348	460	460	580	580	640	640	640
д	530	700	700	800	1200	1200	1200	1200

Продолжение табл. 13-3

Размер	Тип деаэратора							
	ДСА-100/35	ДСА-100/50	ДСА-150/50	ДСА-150/75	ДСА-200/75	ДСА-200/100	ДСА-300/100	ДСА-300/75
А	3987	4774	5038	5038	5038	5038	5364	5160
Б	11 704	8862	8862	13 012	13 012	15 112	15 112	13 012
В	2×4000	4500	4500	2×4500	2×4500	2×4500	2×4500	2×4500
Г	1250	1375	1375	1200	1200	2200	2200	1200
Д	2200	3000	3000	3000	3000	3200	3200	3000
Е	640	870	870	870	870	930	930	870
д	1200	1200	1400	1400	1400	1400	1800	1800

В проектах предусматривается установка всей запорной и регулирующей арматуры, а также гидрозатворов внутри помещений. Трубопроводы от деаэратора прокладывают в специальном утепленном коробе. Изоляция деаэратора укрывается кожухами, защищающими ее от атмосферных воздействий.

Открытая установка деэраторов позволяет отказаться от применения охладителей деаэрированной воды, которые ранее предусматривались типовыми проектами котельных в связи с тем, что высота зданий не позволяла установить деаэраторы с достаточным подпором на всасывающих патрубках питательных насосов. Практически для обеспечения надежной работы насосов необходимо предусматривать высоту установки деаэраторов от оси питательных насосов до уровня воды в деаэраторе не менее 6—8 м. В типовых проектах котельных это решается в зависимости от высоты здания.

Котельные, работающие на твердом топливе, по условиям сооружений топливоподачи и золошлакоудаления располагаются в зданиях высотой 6—8 м (до строительных конструкций). В этих зданиях имеется возможность установить деаэраторы на достаточной высоте, применив блочную компоновку деаэрационно-питательной установки.

Котельные, работающие на газе и мазуте, размещаются в зданиях высотой 6,0 и 7,2 м (до строительных конструкций). В зданиях такой высоты деаэраторы установить на необходимой высоте не представляется возможным, в связи с чем в типовых проектах котельных для работы на

газе и мазуте деаэраторы устанавливают на открытых площадках рядом со зданием, а питательные насосы — у этой же стены здания внутри помещения.

Возможна компоновка деаэрационно-питательной установки со сниженным расположением деаэратора, для чего следует применять только паровые поршневые питательные насосы, не требующие подпора на всасывающих патрубках. Однако применение постоянно действующих паровых питательных насосов может быть рекомендовано только при установке бессмазочных насосов, позволяющих полностью использовать выхлопной пар. При этом расчетом тепловой схемы котельной необходимо установить соотношение количества выхлопного пара и необходимого расхода пара на деаэратор, водоподогреватели и пр. в различных режимах работы котельной.

На рис. 13-5 приведен общий вид двухступенчатого деаэратора атмосферного давления, а в табл. 13-3— основные габаритные размеры деаэраторов производительностью от 5 до 300 т/ч.

В приложении (см. с. 281) приведены материалы о вновь разработанных ЦКТИ им. Ползунова деаэраторах типа ДА, намечаемых к серийному производству вместо деаэраторов типа ДСА.

13-3. ВАКУУМНЫЕ ДЕАЭРАТОРЫ

Термические вакуумные деаэраторы, работающие при давлении ниже атмосферного, имеют некоторые преимущества перед деаэраторами атмосферного типа, а в ряде случаев их применение является единственно возможным, например в котельных с водогрейными котлами деаэраторы атмосферного типа применены быть не могут и осуществление термической деаэрации возможно только с использованием вакуумных деаэраторов перегретой воды, не требующих подачи пара; вакуумные деаэраторы могут выдавать воду при температуре ниже 100°С (от 40 до 70°С), что по сравнению с питанием паровых котлов с водой при температуре 100—104°С позволяет осуществить более глубокое охлаждение дымовых газов. Установка же охладителей питательной воды после атмосферных деаэраторов чрезвычайно усложняет тепловую схему котельной, не обеспечивает нормального режима эксплуатации при колебаниях нагрузок котельной и не всегда возможна по условиям теплового баланса котельной установки.

Вакуумные деаэраторы имеют несомненные преимущества для подготовки воды, отпускаемой на цели горячего водоснабжения, так как применение в этом случае деаэраторов атмосферного типа требует охлаждения деаэрированной воды до 65—70°С, что, как указано выше, усложняет схему котельной. Кроме того, применение вакуумных деаэраторов для подпитки тепловых сетей исключает потери конденсата, подаваемого на деаэрацию при применении для этих целей деаэраторов атмосферного типа.

По этим причинам применение вакуумных деаэраторов в котельных как с паровыми, так и с водогрейными котлами весьма перспективно, но оно может быть осуществлено только при условии разработки такой конструкции деаэраторов, которая обеспечит необходимое качество дегазации исходной воды при достаточной простоте и надежности эксплуатации. До сих пор в практике строительства котельных установок применялся ряд конструкций вакуумных деаэраторов, но ни одна из них полностью не отвечает требованиям, предъявляемым к качеству дегазации питательной и подпиточной воды. Этим и объясняется сравнительно редкое применение этих деаэраторов — только в котельных с водогрейными котлами или в тепло-

вых пунктах, где отсутствует пар. Это положение нашло также отражение в «Указаниях по проектированию котельных установок» СН 350-66, в которых сказано, что в котельных с паровыми котлами рекомендуется применять смешивающие термические деаэраторы атмосферного типа, а вакуумные деаэраторы рекомендуются к установке только для деаэрации подпиточной воды в котельных с водогрейными котлами и в котельных с паровыми котлами при невозможности обеспечения нормальной работы питательных насосов с температурой воды выше 70°С, а также в случаях, когда повышение температуры питательной воды до 102—104°С вызывает повышение температуры уходящих газов.

Деаэрация воды в вакуумных деаэраторах может осуществляться:

в режиме перегретой воды, когда температура воды, поступающей в деаэратор, выше температуры насыщения, соответствующей давлению в деаэраторе, и вода в деаэраторе вскипает без дополнительного подвода тепла, т. е. подача греющего пара не требуется. Условно эти деаэраторы называют изотермическими;

в режиме недогретой воды, когда температура воды, поступающей в деаэратор, ниже температуры насыщения, соответствующей давлению в деаэраторе. Для подогрева воды до температуры насыщения в деаэратор должен подаваться пар или высокотемпературная вода.

Вакуумные деаэраторы, работающие в режиме недогретой воды, называют термическими вакуумными деаэраторами.

Изотермические вакуумные деаэраторы находят применение в основном в установках для подготовки воды для систем горячего водоснабжения на тепловых пунктах, где отсутствует греющий агент, необходимый для работы термических вакуумных деаэраторов.

В котельных установках рекомендуется применение термических вакуумных деаэраторов, обеспечивающих лучшее качество дегазации воды.

Д е а э р а т о р ы п р о и з в о д и т е л ь н о с т ь ю о т 5 д о 300 т/ч. ЦКТИ разработан технический проект серии вакуумных барботажных деаэраторов производительностью от 5 до 300 т/ч (ДСВ-5, ДСВ-15, ДСВ-25, ДСВ-50, ДСВ-75, ДСВ-100, ДСВ-150, ДСВ-200 и ДСВ-300). На основании этого проекта Черновицким машиностроительным заводом выполнены рабочие чертежи. Как показали испытания, головные образцы этих деаэраторов обеспечивают качество деаэрированной воды согласно ГОСТ 16860-71.

На рис. 13-6 приведена принципиальная схема вакуумного барботажного деаэратора конструкции ЦКТИ производительностью 5—300 т/ч.

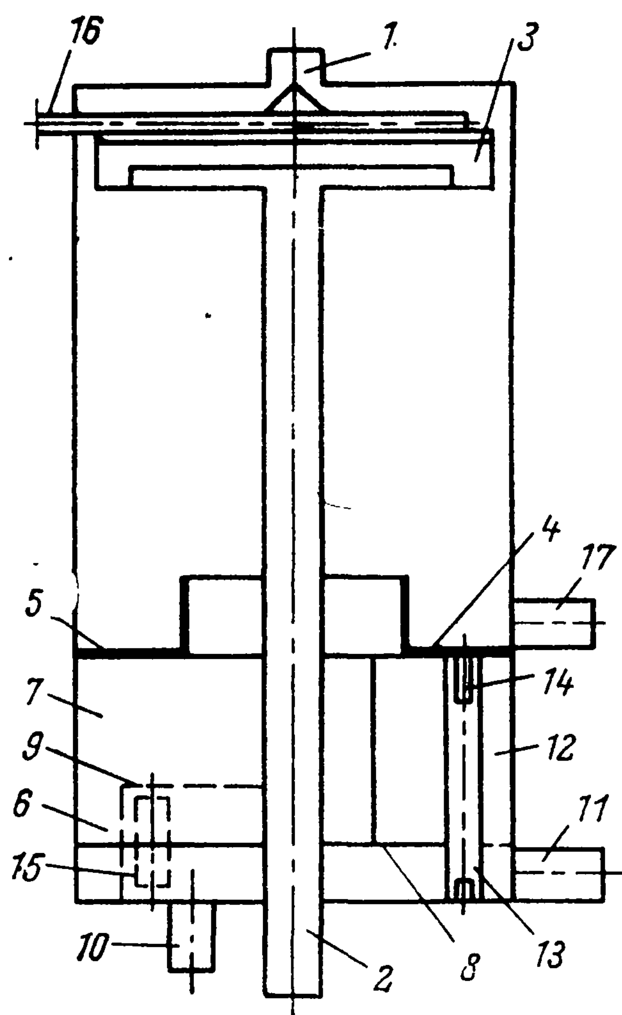


Рис. 13-6. Принципиальная схема вакуумного барботажного деаэратора.

1 — отвод паровоздушной смеси; *2* — подвод воды на деаэрацию; *3* — верхняя тарелка; *4* — перепускная тарелка; *5* — отверстия в перепускной тарелке; *6* — барботажный лист; *7* — вертикальная перегородка; *8* — щели на барботажном листе; *9* — водосливной порог; *10* — отвод деаэрированной воды; *11* — подвод пара или перегретой воды; *12* — пароперепускная труба; *13*, *14* — пароперепускные отверстия; *15* — водоперепускная труба; *16* — подвод умягченной воды после охладителя выпара; *17*—подвод конденсата.

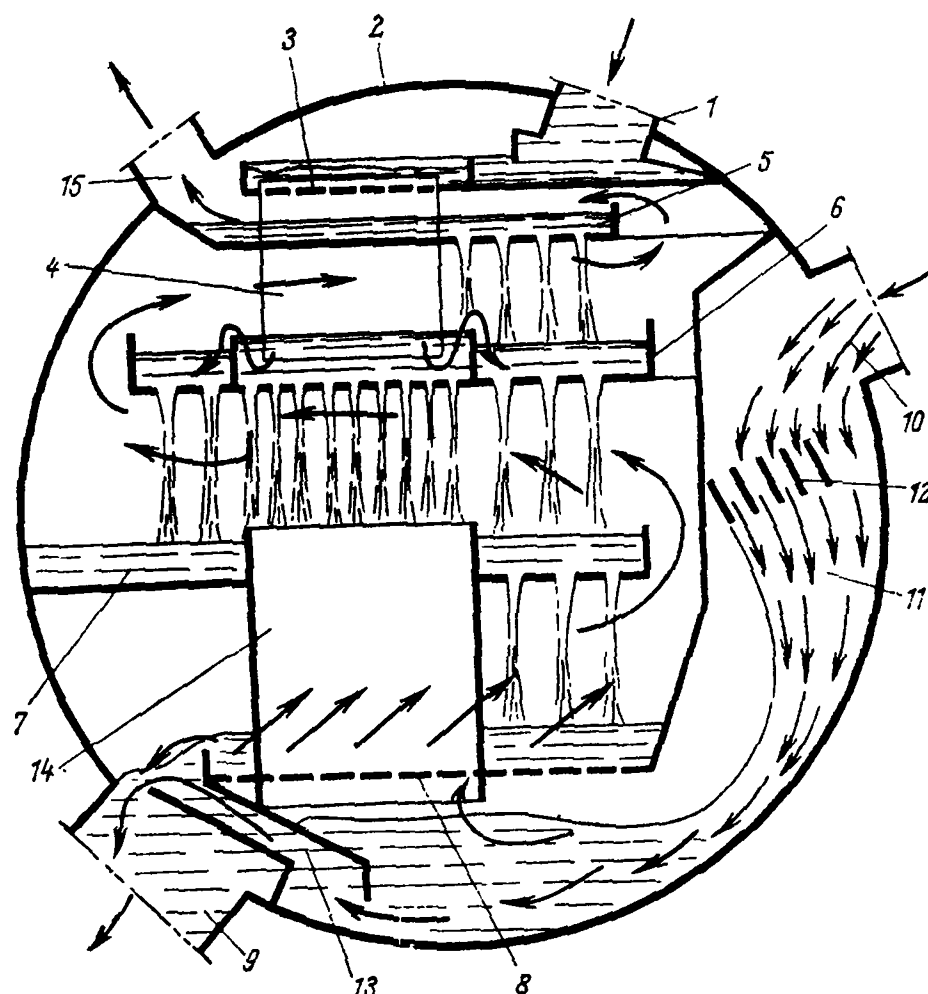


Рис. 13-7. Принципиальная схема двухступенчатого вакуумного деаэратора ЦКТИ производительностью 400—3200 т/ч.

1 — подвод деаэрируемой воды; *2* — распределительный коллектор; *3* — первая тарелка; *4* — водоперепускной короб; *5* — вторая тарелка; *6* — третья тарелка; *7* — четвертая тарелка; *8* — барботажный лист; *9* — отвод воды; *10* — подвод горячей воды; *11* — сепарационный отсек; *12* — жалюзи; *13* — водоперепускной короб; *14* — пароперепускной короб; *15* — отвод конденсирующихся газов.

Вакуумная колонка имеет две ступени дегазации: струйную и барботажную. Вода по трубе *2* направляется на верхнюю тарелку *3*, которая секционирована с таким расчетом, что при минимальных нагрузках работает только часть отверстий во внутреннем секторе. При увеличении нагрузки в работу включаются дополнительные ряды отверстий. Секционирование верхней тарелки позволяет избежать гидравлических перекосов по воде и пару при колебаниях нагрузки и во всех случаях обеспечить обработку струй паром.

Рассматриваемая конструкция деаэратора выгодно отличается от других вакуумных деаэраторов также тем, что при отсутствии пара под барботажный лист может подаваться перегретая вода, при вскипании которой образуется паровая подушка и происходит процесс парового барботажа, как и при подводе пара.

Вакуумные деаэраторы должны быть укомплектованы охладителями выпара, пароводяными или водоводяными эжекторами, системой автоматического регулирования и контроля и соответствующими регулирующими клапанами. Широкое применение вакуумных барботажных деаэраторов для питательной воды и тепловых сетей весьма перспективно и может быть осуществлено после организации серийного производства и поставки как деаэрационных колонок, так и всего комплектующего оборудования и аппаратуры. До организации серийного производства этих деаэраторов изготовление их возможно силами монтажных организаций.

Деаэраторы производительностью выше 300 т/ч. ЦКТИ разработана конструкция серии вакуумных двухступенчатых деаэраторов производительностью от 400 до 3200 т/ч. Эти деаэраторы серийно изготовляет и их комплектную поставку осуществляет Саратовский завод тяжелого машиностроения (СЗТМ).

Деаэратор независимо от производительности представляет собой цилиндр диаметром 3 м. Длина секции производительностью 400 т/ч около 2 м.

Набором различного количества секций достигается получение конструкций деаэраторов производительностью 400, 800, 1200, 1600, 2000 и 3200 т/ч.

На рис. 13-7 изображена принципиальная схема деаэратора этой серии.

Химически умягченная вода поступает в деаэратор через трубу *1* и попадает в распределительный коллектор *2*, откуда стекает на первую тарелку *3*, служащую для пропуска минимального расхода воды. С увеличением расхода воды выше минимального вода с первой тарелки перепускается коробом *4*

на третью тарелку *6*. Минимальный расход воды с первой тарелки попадает на вторую тарелку *5*, которая также рассчитана на минимальную нагрузку. Первые две тарелки обеспечивают полную конденсацию необходимого количества выпара, т. е. являются встроенным охладителем выпара. Третья тарелка обеспечивает работу деаэратора при всех нагрузках.

При минимальной нагрузке работает только часть отверстий третьей тарелки, а при росте нагрузки в работу включаются дополнительные ряды отверстий. С третьей тарелки вода попадает на четвертую перепускную тарелку *7*, которая служит для сбора и перепуска воды на барботажный лист *8*.

После обработки на барботажном листе деаэрированная вода отводится из деаэратора по трубе *9*.

В деаэраторе выделен отсек *11*, куда по трубе *10* подается греющая среда — деаэрированная вода с температурой 70—150°С. При входе в отсек вода вскипает, а жалюзи *12* способствуют разделению воды и пара. Выделившийся пар поступает под барботажный лист *8*, а оставшаяся вода по каналу *13* вытесняется на уровень барботажного листа и вместе с деаэрированной водой отводится из деаэратора. Пар, проходя через щели барботажного листа, подвергает воду интенсивной обработке, а под листом образуется паровая подушка. Когда паровая подушка превышает 200 мм, излишки пара перепускаются через короба *14* в струйный отсек между третьей и четвертой тарелками. В этом отсеке происходит основной подогрев воды до температуры, близкой к температуре насыщения. Из третьего отсека пар поступает во второй отсек, где полностью конденсируется. В первом отсеке паровоздушная смесь охлаждается и через трубу *15* охлажденные неконденсирующиеся газы поступают к эжектору. При использовании деаэратора для дегазации питательной воды рекомендуется в сепарационный отсек *11* подавать возврат конденсата с производства или пар с давлением 6 кгс/см^2 из расчета 15—20 кг/т деаэрируемой воды.

В качестве воздухоотсасывающих устройств для рассматриваемых деаэраторов могут применяться как паровые эжекторы, входящие в объем поставки завода, так и водяные эжекторы, характеристики которых приведены ниже.

Комплектация вакуумных деаэраторов вспомогательными устройствами. В табл. 13-4 приведены данные по комплектации вакуумных деаэраторов вспомогательными устройствами — охладителями выпара и эжекторами паровыми или водяными.

Охладители выпара. Охладителями выпара должны комплектоваться деаэраторы производительностью от 5 до 300 т/ч. Деаэраторы большей производительности, изготовляемые СЗТМ, имеют встроенные охладители выпара. Охладитель выпара, которым должен комплектоваться деаэратор, пред-

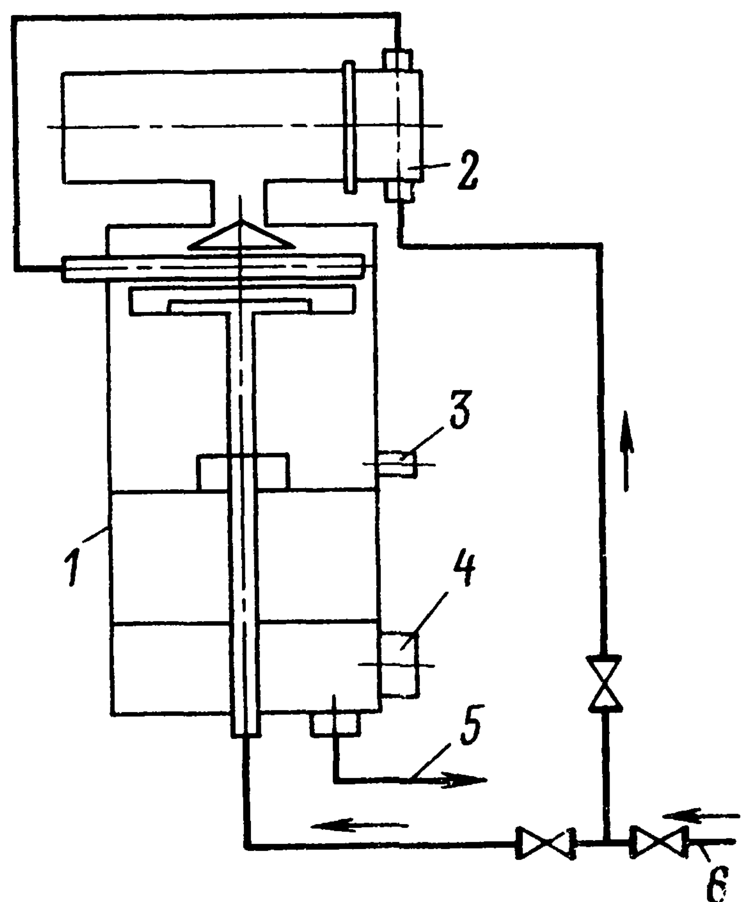


Рис. 13-8. Схема компоновки вертикального вакуумного деаэратора с поверхностным охладителем выпара.

1 — вакуумный деаэратор; *2* — охладитель выпара; *3* — подвод конденсата; *4* — подвод греющей среды; *5* — отвод деаэрированной воды; *6* — подвод исходной воды.

Таблица 13-4

Комплектация вакуумных деаэраторов вспомогательными устройствами

Тип деаэратора	Тип эжектора: паровой	Тип эжектора: водяной	Тип охладителя выпара
ДСВ-5	ЭП-1-0,2-5-12 ЭП-2-0,05-5-6 ЭП-2-0,05-5-12	ЭВ-10 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-30 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-2
ДСВ-15	ЭП-1-0,2-5-12 ЭП-2-0,05-5-6 ЭП-2-0,05-5-12	ЭВ-10 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-60 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-2
ДСВ-25	ЭП-1-0,2-5-12 ЭП-2-0,05-5-6 ЭП-2-0,05-5-12	ЭВ-30 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-60 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-2
ДСВ-50	ЭП-1-0,2-5-12 ЭП-2-0,05-5-6 ЭП-2-0,05-5-12	ЭВ-30 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-60 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-8
ДСВ-75	ЭП-2-0,2-10-6 ЭП-2-0,2-10-12 ЭП-1-0,2-10-12 ЭП-2-0,05-10-6 ЭП-2-0,05-10-12	ЭВ-60 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-100 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-8
ДСВ-100	ЭП-2-0,2-10-6 ЭП-2-0,2-10-12 ЭП-1-0,2-10-12 ЭП-2-0,05-10-6 ЭП-2-0,05-10-12	ЭВ-60 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-220 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-8
ДСВ-150	ЭП-2-0,2-20-6 ЭП-2-0,2-20-12	ЭВ-100 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-220 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-16
ДСВ-200	ЭП-2-0,2-20-6 ЭП-2-0,2-20-12	ЭВ-100 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-220 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-16
ДСВ-300	ЭП-2-0,2-40-6 ЭП-2-0,2-40-12	ЭВ-220 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-340 ($P_{вс}$-0,06)	ОВВ-24
ДСВ-400	ЭП-3-25/75* ЭП-2-0,2-40-6 ЭП-2-0,2-40-12	ЭВ-220 ($P_{вс}$-0,2) ЭВ-340 ($P_{вс}$-0,06)	—
ДСВ-800	ЭП-3-25/75* ЭП-2-0,2-80-6 ЭП-2-0,2-80-12	ЭВ-340 ($P_{вс}$-0,2)	—
ДСВ-1200	ЭП-3-25/75*—2 шт. ЭП-2-0,2-80-12	ЭВ-340 ($P_{вс}$-0,2)	—

* Изготовитель—Харьковский турбогенераторный завод (ХТГЗ).

назначен для конденсации максимального количества пара из отводимой паровоздушной смеси. При охлаждении выпара происходит сокращение объема паровоздушной смеси, что существенно уменьшает требуемую производительность газоотсасывающих устройств.

Поверхностный охладитель выпара рекомендуется располагать непосредственно над деаэратором. При этом все соединения следует выполнять на сварке, исключающей подсосы воздуха. На рис. 13-8 приведена компоновка вакуумного деаэратора с охладителем выпара.

Газоотсасывающие устройства[1]. В качестве газоотсасы-

[1] По материалам каталога-справочника «Вакуумные деаэраторы». 18-7-71 НИИинформтяжмаш.

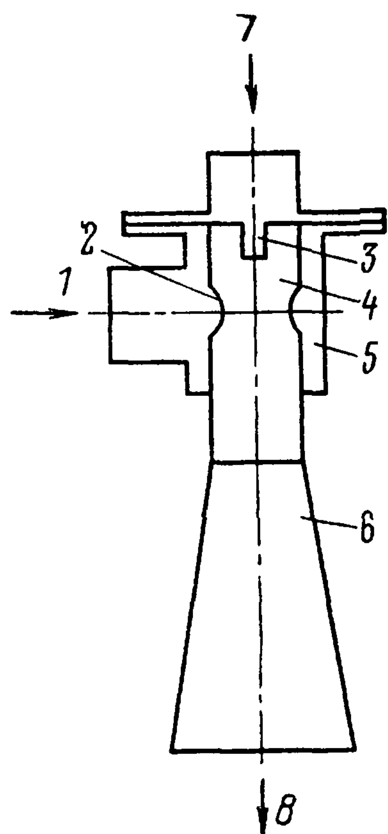


Рис. 13-9. Принципиальная схема водоструйного эжектора системы ЦКТИ.

1 — подвод паровоздушной смеси; *2* — окна; *3* — цилиндрическое сопло; *4* — камера смешения; *5* — входная камера; *6* — диффузор; *7* — подвод рабочей воды; *8* — отвод водогазовой смеси.

вающих устройств для вакуумных деаэраторов могут применяться водоструйные и пароструйные эжекторы.

В котельных с паровыми котлами следует применять пароструйные эжекторы, в котельных с водогрейными котлами и в объектах, не имеющих пара (например, в тепловых пунктах), — водоструйные.

Для вакуумных деаэраторов, работающих при абсолютном давлении 0,2—0,3 кгс/см², могут устанавливаться одноступенчатые пароструйные эжекторы; для деаэраторов, работающих при давлении 0,075 кгс/см², необходимо применять двух- и трехступенчатые пароструйные эжекторы.

При расчете газоотсасывающих устройств вакуумных деаэраторов принимают расход отсасываемых неконденсирующихся газов из расчета 60 г газов на 1 т деаэрированной воды.

На рис. 13-9 приведена принципиальная схема водоструйного эжектора конструкции ЦКТИ.

К цилиндрическому соплу эжектора *3* подводится рабочая вода. Паровоздушная смесь подсасывается через патрубок *1* во входную камеру *5*. К патрубку *1* примыкает камера смешения *4* с окнами *2*. Паровоздушная смесь поступает через окна *2* и конденсируется подающейся из сопла рабочей водой. Окончательная конденсация водяных паров происходит в камере смешения и на начальном участке диффузора *6*.

Для водоструйных эжекторов требуется рабочая вода давлением не менее 2 кгс/см² и температурой не выше 30°С.

Широкое распространение получила замкнутая схема включения водоструйных эжекторов, приведенная на рис. 13-10.

В этой схеме подача рабочей воды к эжекторам осуществляется отдельными насосами *1* с постоянным напором. После отсоса и конденсации паровоздушной смеси рабочая вода возвращается в приемный бак *6* и опять включается в рециркуляцию. Для исключения перегрева рабочей воды в бак непрерывно подается холодная вода, а подогретая вода сливается.

При вертикальном расположении эжектора давление за ним в основном определяется высотой установки эжектора над уровнем воды в приемном баке. Уменьшение давления в сливной трубе за эжектором при прочих равных условиях приводит к уменьшению давления на всасе эжектора и увеличению его производительности.

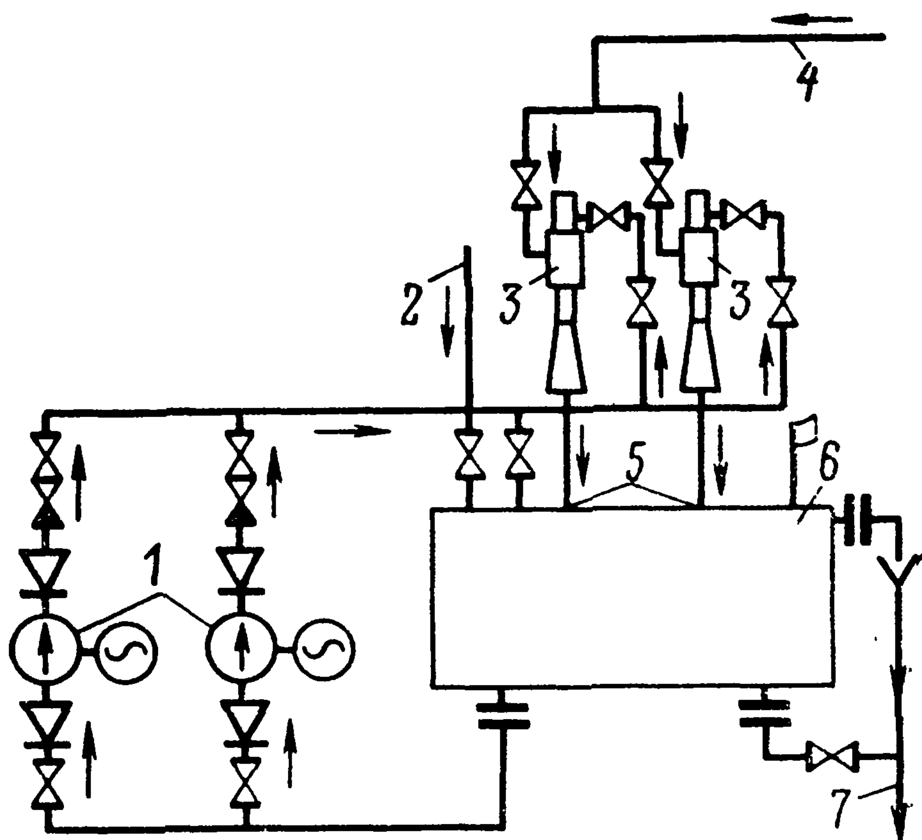


Рис. 13-10. Замкнутая схема включения водоструйных эжекторов.

1 — циркуляционные насосы; *2* — подвод охлаждающей воды; *3* — водоструйные эжекторы; *4* — отсос парогазовой смеси; *5* — сброс водогазовой смеси; *6* — приемный бак; *7* — сброс нагретой воды.

Таблица 13-5

Характеристики водоструйных эжекторов, разработанных ЦКТИ для деаэраторов производительностью от 5 до 300 т/ч

	Тип эжектора											
	ЭВ-10		ЭВ-30		ЭВ-60		ЭВ-100		ЭВ-220		ЭВ-340	
	Абсолютное давление парогазовой смеси на входе, кгс/см²											
	0,06	0,2	0,06	0,2	0,06	0,2	0,06	0,2	0,06	0,2	0,06	0,2
Расход рабочей воды, т/ч	—	10	30	30	60	60	110	106	220	220	340	340
Температура рабочей воды на входе, °C	—	30	10	30	10	30	10	30	10	30	10	30
Расход, кг/ч:												
отсасываемых неконденсируемых газов	—	1,2	1,35	3,8	3,5	10	6,8	15	17	45	25	85
парогазовой смеси	—	61	61	200	200	400	300	814	814	530	1220	1580
Напор насоса, м вод. ст.	—	28,5	*24*	*24*	*30*	*30*	*23,3*	*23,3*	*32*	32	*25,4*	25,4
Тип рекомендуемого насоса	—	2К-6а	2К-6		3К-6а		4К-12а		8К-12		8К-12	
Высота установки эжектора над уровнем воды в баке-газоотделителе, м	—	8,0	9,2	8,25	8,2	7,8	9,1	8,5	8,1	7,5	9,0	9,0
Диаметр, мм:												
опускной трубы	—	57×3,5	108×4		133×4		194×6		245×7		325×8	
трубы рабочей воды	—	57×3,5	76×3,5		108×4		108×4		159×4,5		219×6	
трубы отсоса парогазовой смеси	—	76×4	108×4		159×4,5		159×4,5		245×7		245×7	

Примечание. Эжекторы ЭВ-220 и ЭВ-340 могут применяться также для деаэраторов производительностью более 300 т/ч.

Наиболее целесообразно располагать водоструйный эжектор вертикально и обеспечивать слив из него отработанной воды через вертикальный трубопровод под уровень приемного бака. Скорость паровоздушной смеси перед эжектором следует принимать 10—20 м/с.

В табл. 13-5 приведены характеристики водоструйных эжекторов производительностью от 5 до 300 т/ч.

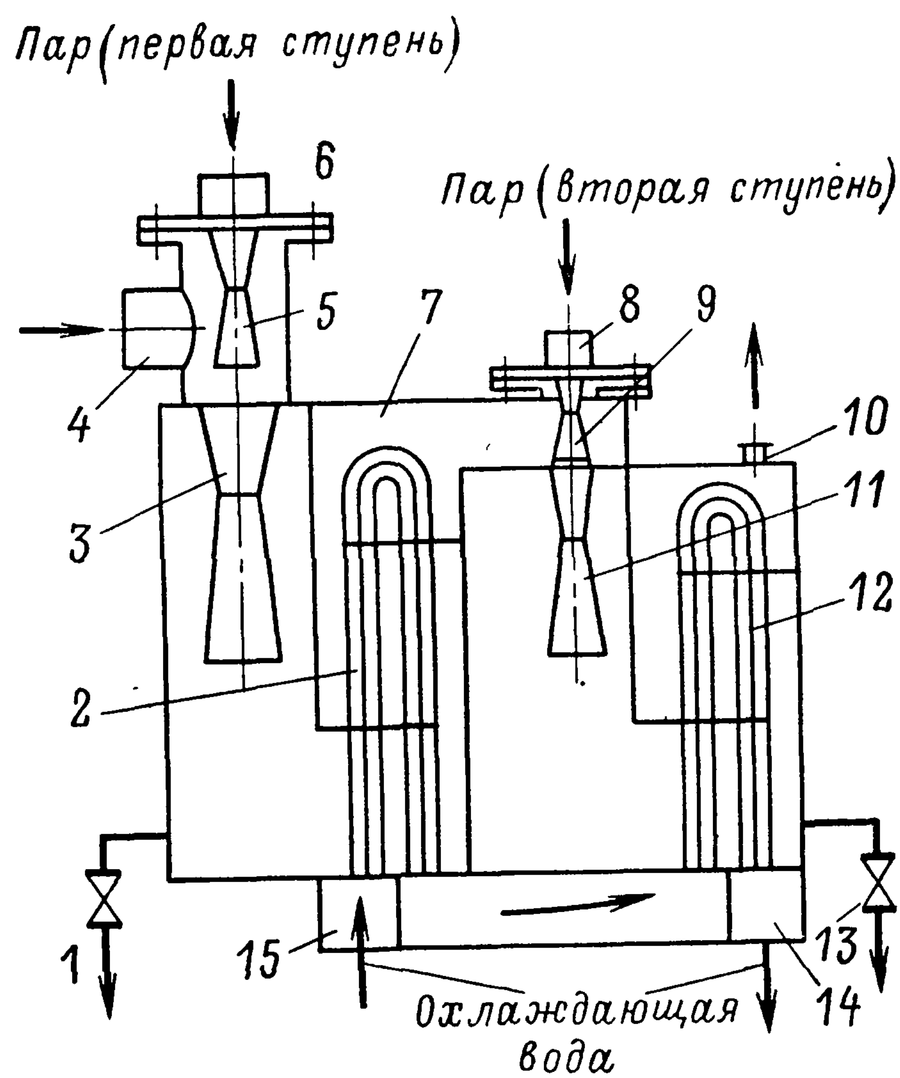
На рис. 13-11 приведена принципиальная схема двухступенчатого пароструйного эжектора системы ЦКТИ. Рабочий пар через патрубок *6* подается в сопло первой ступени *5*. Через патрубок *4* подсасывается паровоздушная смесь из деаэратора. После смешения этих потоков давление в конфузоре *3* повышается. Затем паровоздушная смесь, сжатая до промежуточного давления, охлаждается в холодильнике первой ступени *2*, после чего выпар через канал *7* поступает ко второй ступени эжектора. Пар на сопло второй ступени *9* подается через патрубок *8*. После диффузора *11* сжатая до атмосферного давления смесь охлаждается в холодильнике второй ступени *12*. Несконденсировавшиеся газы выбрасываются в атмосферу через патрубок *10*. Штуцера *1* и *13* служат для отвода конденсата из эжектора, а патрубки *14* и *15* — для отвода и подвода охлаждающей воды холодильников.

Пароструйные эжекторы следует устанавливать в непосредственной близости от вакуумного деаэрато-

Характеристики пароструйных эжекторов

Величина	Тип паро									
	ЭП-1-0,2-5-12	ЭП-2-0,05-5-6		ЭП-2-0,05-5-12		ЭП-2-0,2-10-6		ЭП-2-0,2-10-12		ЭП-1-0,2-10-12
	Номер									
	1	1	2	1	2	1	2	1	2	1
Абсолютное давление всасывания, кгс/см²	0,2	0,05	0,28	0,05	0,25	0,2	0,55	0,2	0,55	0,2
Производительность:										
объемная $Q_н$, м³/ч	175	650		650		350		350		350
весовая $g_н$, кг/ч	5/20	5/20		5/20		10/40		10/40		10/40
Абсолютное давление рабочего пара $P_р$, кгс/см²	12	6		12		6		12		12
Расход рабочего пара $g_р$, кг/ч	84	62,5	55,5	50	40	55	37,1	45,5	24	167
Диаметр, мм:										
минимальный сопла $d_{рх}$	4,3	5,0	4,74	3,39	3,12	4,75	3,9	3,2	2,3	6,1
выходной сопла $d_{р1}$	14,0	21,2	10,25	19,1	8,5	13,5	7,8	11,6	5,6	19,8
входной диффузора $d_{н1}$	25,8	51,7	18,0	46,7	17,7	26,6	13,7	25,6	12,5	36,6
минимальный диффузора $d_з$	15,0	27,8	12,0	22,7	10,6	19,6	11,8	21,8	10,4	21,2
выходного сечения диффузора $d_у$	45	75	36	70	32	62	30	62	30	62
Длина, мм:										
конфузора l_2	75,6	167	60	120	50	105	57	114	63	108
расширенной части сопла l_1	48,5	81	38,5	79	37,5	61	27	59	23	68,5
цилиндрической части диффузора l_3	15	25	12	22	10	19	12	21	9	24
расширенной части диффузора l_4	150	236	120	237	107	212	91	201	98	204
Расход охлаждающей воды $g_{охл}$, т/ч	2,5	5		5		2,5		2,5		5
Поверхность охлаждения, м²	2,0	2	1	2	1	2	1	2	1	2

Примечание. Пароструйный эжектор ЭП-1 является первой ступенью двухступенчатого пароструйного



ра. Двух- и трехступенчатые эжекторы следует устанавливать над деаэратором и охладителем выпара. В этом случае конденсат из эжектора сливается через гидрозатвор на верхнюю тарелку вакуумного деаэратора. Для надежной работы эжектора, кроме обеспечения беспрепятственного слива конденсата, необходимо поддерживать постоянное номинальное давление

Рис. 13-11. Принципиальная схема двухступенчатого пароструйного эжектора системы ЦКТИ.

1, 13 — отвод конденсата; *2, 12*—холодильники первой и второй ступеней; *3* — конфузор; *4* — подвод паровоздушной смеси; *5* — сопло первой ступени; *6, 8* — подвод рабочего пара; *7* — канал; *9* — сопло второй ступени; *10* — выход воздуха; *11* — диффузор; *14* — отвод охлаждающей воды; *15* — подвод охлаждающей воды.

Таблица 13-6

конструкции ЦКТИ для вакуумных деаэраторов

струйного эжектора															
ЭП-2-0,05-10-6		ЭП-2-0,05-10-12		ЭП-2-0,2-20-6		ЭП-2-0,2-20-12		ЭП-2-0,2-40-6		ЭП-2-0,2-40-12		ЭП-2-0,2-80-6		ЭП-2-0,2-80-12	
ступени															
1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
0,05	0,28	0,05	0,25	0,2	0,55	0,2	0,55	0,2	0,55	0,2	0,55	0,2	0,55	0,2	0,55
1300 10/40		1300 10/40		700 20/80		700 20/80		1400 40/160		1400 40/160		2800 8/320		2800 8/320	
6		12		6		12		6		12		6		12	
125	111	100	87,8	110	74,2	91	48	222	148	182	96	444	296	364	192
7,1	6,7	4,75	4,42	6,75	5,5	4,5	3,25	9,5	7,8	6,4	4,6	13,5	11,0	9,0	6,5
30,0	14,5	27,0	12,0	19,1	11,0	16,4	7,8	27,0	15,5	23,2	11,2	38,2	22,0	32,8	15,6
73,2	25,4	66,1	25,0	37,6	19,4	35,2	17,7	53,2	27,4	51,2	25,0	75,2	38,8	70,4	35,4
39,2	15,0	39,2	15,0	27,8	16,7	30,8	14,7	39,2	23,6	43,6	20,8	55,4	33,4	61,6	29,4
110	45	95	42	62	35	64	33	92	70	92	60	115	76	120	70
170	85	170	100	147	81	132	90	210	114	228	126	294	162	264	180
115	55	110	53	63	38	59	32	87,5	54	84	46	123	55	119	45,5
80	20	60	10	18	7	26	8	30	25	20	12	25	20	30	20
300	140	315	135	167	91,5	166	91,5	264	232	242	196	300	213	292	203
8		8		5		5		10		10		20		20	
5	2,5	5	2,5	2	1	2	1	5	2,5	5	2,5	10	5	10	5

эжектора ЭП-2.

рабочего пара и необходимый расход охлаждающей воды.

В табл. 13-6 приведены характеристики пароструйных эжекторов конструкции ЦКТИ для вакуумных деаэраторов.

13-4. СХЕМЫ ДЕАЭРАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Ниже приведены принципиальные схемы включения двухступенчатых барботажных деаэраторов атмосферного давления и вакуумных деаэраторов конструкции ЦКТИ.

Деаэраторы атмосферного давления. Установка для питания паровых котлов. Принципиальная схема деаэрационно-питательной установки с применением двухступенчатых барботажных деаэраторов конструкции ЦКТИ приведена на рис. 13-12.

В схеме отражена система регулирования деаэратора (регуляторы *5* и *6*), а также защита деаэратора от превышения давления и от переполнения с помощью комбинированного гидрозатвора *4*.

В схеме указаны питательные насосы с электроприводом. В случае применения паровых бессмазочных насосов или турбонасосов выхлопной пар, используемый для деаэрации, может быть подан к патрубку *11*. Надежная работа барботаж-

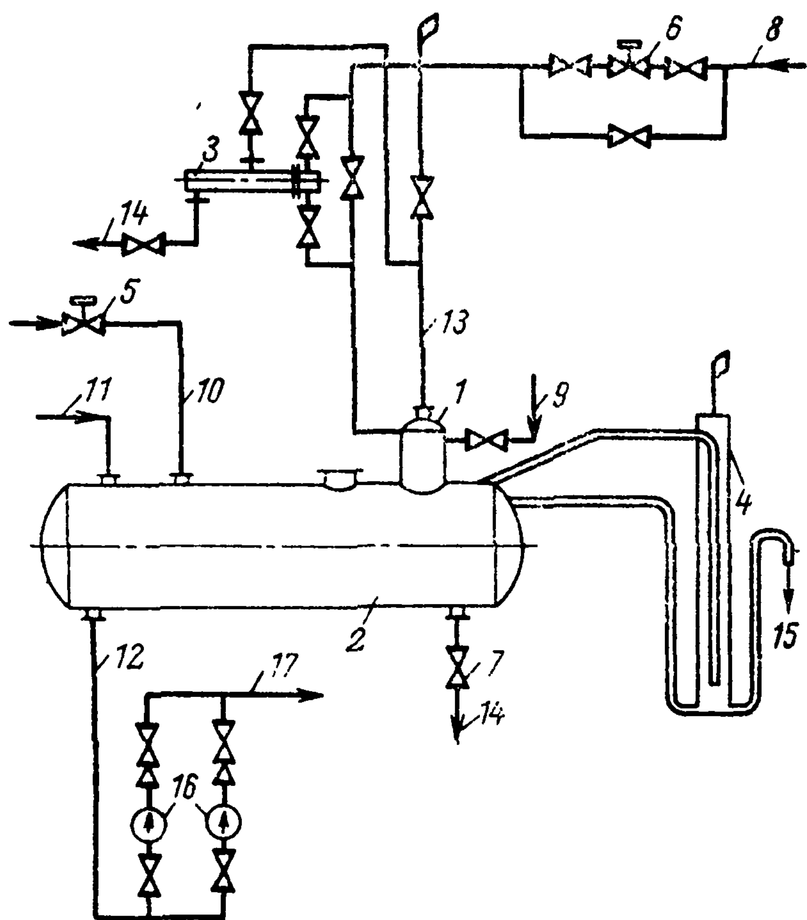


Рис. 13-12. Принципиальная схема деаэрационно-питательной установки с атмосферным деаэратором.

1 — деаэрационная колонна; *2* — бак-аккумулятор; *3* — охладитель выпара; *4* — гидрозатвор; *5* — регулятор давления; *6* — регулятор уровня; *7* — вентиль на сливном трубопроводе; *8* — подвод умягченной воды; *9* — подвод конденсата; *10* — подвод барботирующего пара; *11* — подвод пара давлением 1,2—1,3 кгс/см²; *12* — отвод деаэрированной воды; *13* — отвод парогазовой смеси; *14* — сброс в дренаж; *15* — перелив через гидрозатвор; *16* — питательные насосы; *17* — подача питательной воды к котлам.

ного деаэратора конструкции ЦКТИ при относительно невысокой температуре подаваемой в деаэратор воды (⩾25°С) дает возможность использовать в этом случае химически обработанную недеаэрированную воду без предварительного подогрева. Это позволяет отказаться от применявшихся ранее подогревателей химически обработанной воды, подвергавшихся интенсивной коррозии. Поскольку деаэрированная вода предназначена только для питания котлов, увеличение расхода пара на деаэратор, связанное с необходимостью большого подогрева воды, не влечет за собой дополнительных потерь конденсата.

Установка для подпитки тепловых сетей и дегазации воды для централизованных систем горячего водоснабжения. Схемы таких деаэрационных установок с применением барботажных деаэраторов атмосферного типа принципиально не отличаются от рассмотренной выше схемы деаэрационно-питательной установки, за исключением необходимости нагрева химически обработанной воды перед деаэратором для сокращения потерь конденсата пара, подаваемого в деаэратор. Для предотвращения активной коррозии в этом случае необходимо применять подогреватели с трубками из коррозионностойких материалов (нержавеющая сталь) и трубопроводы от подогревателя до деаэратора — с защитным противокоррозионным покрытием.

Вакуумные деаэраторы. ЦКТИ предложен ряд схем применения вакуумных барботажных деаэраторов.

В связи с тем, что указанные деаэраторы, за исключением деаэраторов производительностью более 300 т/ч, серийно заводами не выпускаются, в типовых проектах котельных схемы, предлагаемые ЦКТИ, широкого применения не нашли.

Пока эти схемы предусмотрены только в проектах отопительных котельных с водогрейными котлами, в которых нет пара, необходимого для работы деаэраторов атмосферного давления.

В то же время применение в упомянутых котельных схемы с постоянной температурой воды на выходе из котлов 150°С делает особенно перспективной применение вакуумных деаэраторов в этих котельных.

Ниже приведены схемы, рекомендуемые ЦКТИ, и дается их краткое описание.

Схема включения вакуумного деаэратора для дегазации питательной воды котлов. Наиболее эффективно применение вакуумных деаэраторов в отопительно-производственных котельных, в которых имеют место значительные потери конденсата и средняя температура потоков умягченной воды и конденсата не превышает 30—50°С. При этом расход пара на вакуумные деаэраторы будет значительно

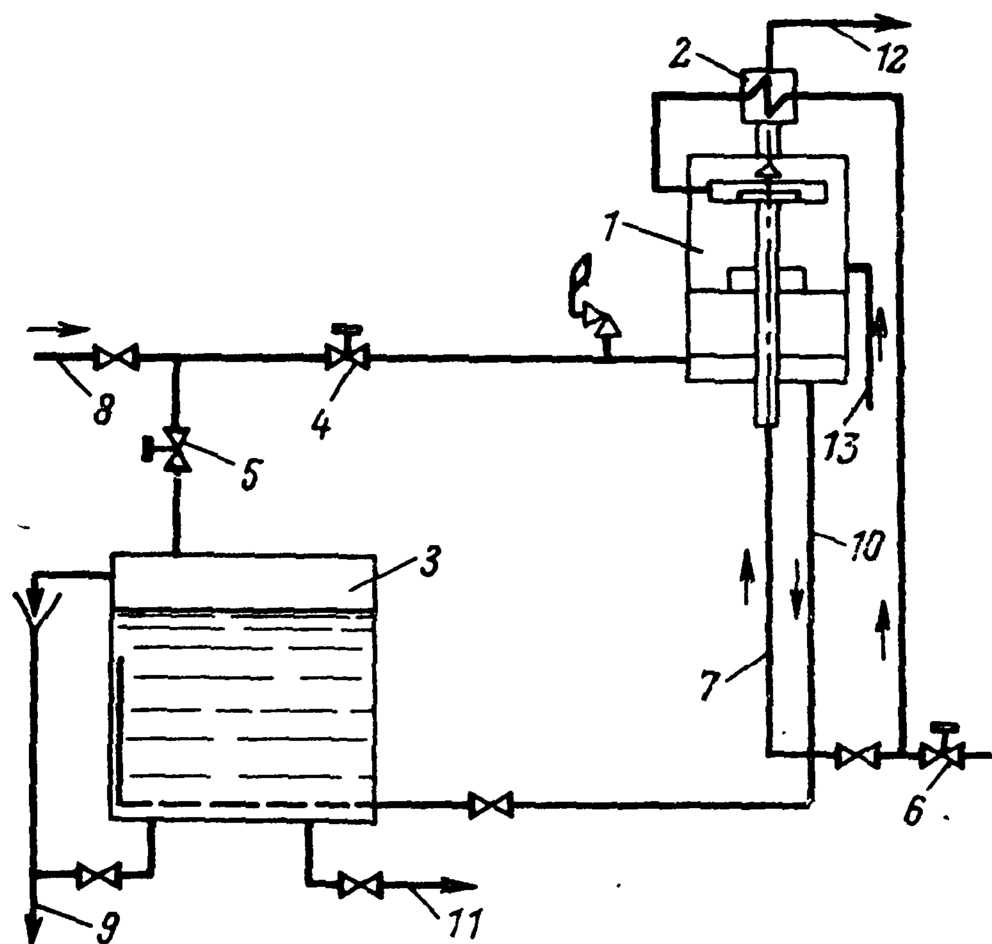


Рис. 13-13. Принципиальная схема деаэрационно-питательной установки с вакуумным деаэратором.

1 — деаэратор; 2 — охладитель выпара; 3 — бак-аккумулятор; 4 — регулятор подачи пара; 5 — регулятор давления в баке-аккумуляторе; 6 — регулятор подачи умягченной воды; 7 — подвод умягченной воды; 8 — подвод пара; 9 — дренаж; 10 — отвод деаэрированной воды из деаэратора; 11 — подача воды к питательным насосам; 12 — отсос паровоздушной смеси; 13 — подвод конденсата.

меньше, чем при использовании атмосферных деаэраторов. На рис. 13-13 представлена схема включения вакуумного деэратора в схему подготовки питательной воды паровых котлов.

Умягченная вода с температурой около 30°С подается на верхнюю тарелку деаэратора и частично в охладитель выпара. В схеме включения вакуумных деаэраторов особенно важна роль охладителя выпара, который необходим не только для использования тепла выпара, но также для уменьшения объемов парогазовой смеси, отсасываемой из деаэратора. В связи с этим расход воды на охладитель выпара должен быть отрегулирован в соответствии с номинальной производительностью деаэратора.

Пар подается в деаэратор под барботажный лист. Расход пара должен обеспечить подогрев воды до температуры насыщения и необходимый выпар. Деаэрированная вода самотеком поступает в бак-аккумулятор.

Для предотвращения заражения деаэрированной воды кислородом деаэрационная колонка устанавливается на высоте 8 м от наивысшего уровня воды в баке-аккумуляторе, при этом не допускаются фланцевые соединения в зоне разрежения.

В баке-аккумуляторе над уровнем воды предусматривается паровая подушка за счет подачи пара, расход которого регулируют, исходя из обеспечения незначительного избыточного давления.

Схемы включения вакуумного деаэратора в систему горячего водоснабжения. *Схема с паровым подогревателем.* Схема отличается от схе-

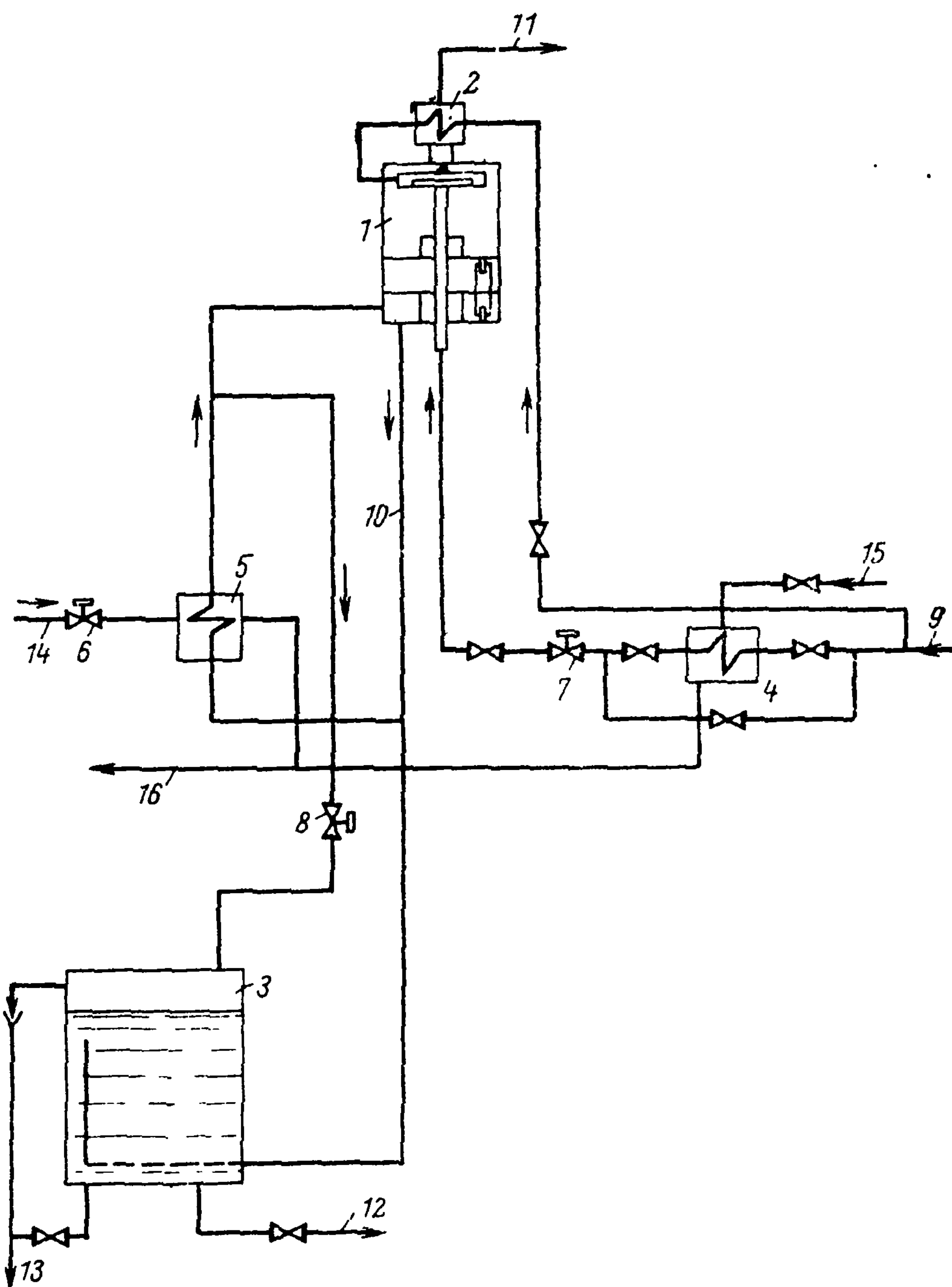


Рис. 13-14. Принципиальная схема деаэрационно-подпиточной установки без потерь конденсата с естественной циркуляцией греющей среды.

1 — деаэратор; 2 — охладитель выпара; 3—бак-аккумулятор; 4 — подогреватель умягченной воды; 5 — подогреватель деаэрированной воды; 6 — регулятор подачи пара к подогревателю деаэрированной воды; 7 — регулятор подачи умягченной воды в деаэратор; 8 — регулятор давления в баке-аккумуляторе; 9 — подвод умягченной воды; 10 — отвод деаэрированной воды; 11 — отсос паровоздушной смеси; 12 — подача воды к подпиточным насосам; 13 — дренаж; 14 — подача пара к подогревателю деаэрированной воды; 15 — подача пара к подогревателю умягченной воды; 16— отвод конденсата.

мы подготовки питательной воды котлов только дополнительной установкой пароводяного подогревателя умягченной воды, подогреваемой в нем до температуры 60°C. Этот подогрев необходим, как и в схемах с деаэраторами атмосферного типа, для уменьшения потерь конденсата греющего пара. Схема, как и в рассмотренных выше случаях, не обеспечивает надежную работу подогревателя умягченной воды, подвергающегося интенсивной коррозии.

Схема без потери конденсата с естественной подачей греющей среды (рис. 13-14). Схемой предусматривается подача в деаэратор вместо греющего пара перегретой воды, в качестве которой используется часть деаэрированной воды, направляемой в пароводяной подогреватель и далее под барботажный лист деаэратора. Выделившийся при вскипании пар барботирует основной поток воды и догревает ее до температуры 70°C.

Движение воды в контуре вакуумная колонка — подогреватель — вакуумная колонка осуществляется за счет естественной циркуляции. Подогреватель деаэрированной воды должен устанавливаться на высоте, обеспечивающей максимальный движущий напор.

Схема без потери конденсата с принудительной подачей греющей среды. В отличие от предыдущей схемы деаэрированная вода подается в пароводяной подогреватель и далее под барботажный лист колонки за счет напора насоса горячего водоснабжения. Эта схема дает возможность повысить температуру перегретой воды за подогревателем и сократить ее расход.

Как и в рассмотренных выше схемах ЦКТИ, умягченная вода до деаэратора подогревается в пароводяном теплообменнике, что является существенным недостатком предлагаемых схем. Представляется целесообразным в последней схеме отказаться от установки этого подогревателя за счет повышения температуры греющей воды, подаваемой в деаэратор.

Для создания паровой подушки в баках-аккумуляторах в рассмотренных схемах вместо пара может быть использована перегретая вода.

Схема включения вакуумного деаэратора в систему подпиточной воды водогрейных котельных. Эта схема отличается от рассмотренных выше только тем, что в качестве греющей среды применяется перегретая вода, направляемая в деаэратор непосредственно от водогрейных котлов.

Раздел четырнадцатый

ВОДНО-ХИМИЧЕСКИЙ РЕЖИМ ПАРОВЫХ КОТЛОВ

14-1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Нормальным режимом работы паровых котлов называется такой режим, при котором обеспечивается:

а) получение чистого пара;

б) отсутствие на поверхностях нагрева котлов солевых отложений (накипи) и прикипания образовавшегося шлама (так называемой вторичной накипи);

в) предотвращение всех типов коррозии котельного металла и пароконденсатного тракта, несущего продукты коррозии в котел.

Перечисленные требования удовлетворяются путем принятия мер в двух основных направлениях:

а) при подготовке исходной воды;

б) при регулировании качества котловой воды.

Подготовка исходной воды в зависимости от ее качества и требований, связанных с конструкцией котла, может осуществляться путем:

а) докотловой обработки воды с удалением взвешенных и органических веществ, железа, накипеобразователей (Ca, Mg), свободной и связанной углекислоты, кислорода, снижения щелочности и солесодержания (известкование, водород-катионирование или обессоливание и пр.);

б) внутрикотловой обработки воды (с дозировкой реагентов или обработкой воды магнитным полем при обязательном и надежном удалении шлама).

Регулирование качества котловой воды осуществляется путем продувки котлов. Значительного сокращения размеров продувки можно достигнуть путем улучшения сепарационных устройств котла: ступенчатого испарения, выносных циклонов, промывки пара питательной водой. Совокупность осуществления перечисленных мероприятий, обеспечивающих нормальную работу котлов, называют водно-химическим режимом работы котельной.

Применение любого метода обработки воды: внутрикотлового, докотлового, докотлового с последующей коррекционной обработкой химически очищенной или питательной воды — требует осуществления продувки паровых котлов.

В условиях эксплуатации котлов различают два способа продувки котлов: периодическая и непрерывная.

14-2. ПЕРИОДИЧЕСКАЯ ПРОДУВКА

Периодическая продувка из нижних точек котла осуществляется для удаления грубодисперсного шлама, оседающего в нижних коллекторах (барабанах) котла или контурах с вялой циркуляцией воды. Производится она по установленному при наладке графику в зависимости от степени зашламленности котловой воды, но не реже одного раза в смену.

Места, из которых производится периодическая продувка, зависят от конструкции котла: нижние барабаны, грязевики, коллекторы, нижние точки экранов, при ступенчатом испарении — нижние точки выносных циклонов.

Более полное удаление шлама обеспечивается возможно большей интенсивностью периодической продувки при обязательном условии: существенно не нарушать при этом циркуляцию на данном участке котла и не снижать уровень воды в котле ниже допустимых пределов. Обычно периодическая продувка нижних точек ограничивается расходом продувочной воды примерно 400—500 кг/мин.

Открытие продувочных вентилей при периодической продувке производится не более чем на 30 с (включая время открытия и закрытия) при усиленном наблюдении за уровнем воды в котле. Особо осторожно должна производиться продувка соленых отсеков (циклонов) в связи с их малым водяным объемом.

Одновременная продувка нескольких точек не допускается.

Удаление шлама из длинных барабанов (или грязевиков) целесообразно осуществлять через специальный коллектор, который обеспечивает забор шлама по всей длине барабана. Это особенно важно при внутрикотловой обработке, при которой образуется большое количество шлама.

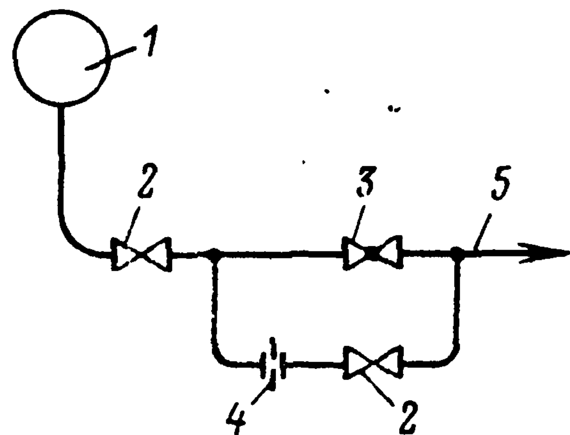


Рис. 14-1. Установка ограничительной шайбы при нижней периодической продувке.

1 — нижний барабан котла; 2 — запорный вентиль; 3 — вентиль, регулирующий продувку; 4 — ограничительная шайба; 5 — продувочная вода в барботер или продувочный колодец.

При необходимости производить нижнюю продувку продолжительное время (при внутрикотловой обработке воды, отсутствии или недостаточности верхней продувки), чтобы не нарушить циркуляцию воды в данной части котла, на обводной линии, у вентилей периодической продувки, устанавливают ограничительную шайбу диаметром 12—15 мм (рис.14-1) и ведут эту продувку по обводной линии.

Периодическая продувка производится, как указывалось выше, не реже одного раза в смену независимо от осуществления непрерывной продувки.

14-3. НЕПРЕРЫВНАЯ ПРОДУВКА

Непрерывная продувка котлов обеспечивает необходимую чистоту пара, поддерживая определенный солевой состав котловой воды.

Требования к качеству пара обусловливают то или иное качество котловой воды (при наличии аналогичных сепарационных устройств в котлах). Ниже для примера приведено солесодержание пара различного назначения и котловой воды:

Использование пара	Солесодержание пара, мкг/кг	Солесодержание котловой воды, мг/л
На ТЭЦ $P=40$ кгс/см²	100	3000
В промышленной котельной, $P=40$ кгс/см² . .	500	5200
В котельной с котлами ДКВр-20, $P=13$ кгс/см²	Влажность пара 1 %	10 000

Для котлов низкого давления солесодержание не нормируется, ограничивается только влажность пара в 1% из энергетических соображений и опасности гидравлических ударов. При наличии пароперегревателей влажность пара не должна превышать примерно 0,01%.

Основное загрязнение пара растворимыми солями происходит за счет уноса капелек влаги в момент, когда лопаются пузырьки пара или происходит вспенивание котловой воды из-за растворенных в ней солей. Поэтому чем чище будет котловая вода, тем меньше солей будет попадать в пар.

Много лет существовало мнение, что вспенивание котловой воды происходит за счет щелочности и солесодержания котловой воды, по ним и определялась необходимая величина продувки. При испытании котлов ДКВр-20 было установлено, что при абсолютной величине щелочности котловой воды 180 мг-экв/л вспенивания не происходит и пар получается чистым.

В настоящее время для котлов низкого и среднего давления нормируется только общее солесодержание котловой (продувочной) воды.

Солесодержание (сухой остаток) котловой воды обусловливается типом котла, наличием пароперегревателя, сепарационными устройствами, которыми оборудован котел: механическая сепарация пара, ступенчатое испарение, выносные циклоны; промывка пара питательной водой и пр.

Допустимое солесодержание котловой воды устанавливается заводом-изготовителем котлов и приводится в табл. 3-2 и 3-3.

Долгое время существовало мнение, что непрерывную продувку следует осуществлять, удаляя наиболее опасный (по вспениванию и солесодержанию) слой воды, лежащий в зоне зеркала испарения.

Специальными исследованиями установлено, что концентрация солей в котловой воде одинакова в любой точке циркуляционного контура, за исключением места ввода питательной воды. В котлах со ступенчатым испарением это также справедливо для контуров чистого и соленого отсеков котла.

В котлах с одноступенчатым испарением отвод воды непрерывной продувки котлов должен осущест-

вляться через водозаборный коллектор, при ступенчатом испарении — из соленых отсеков и выносных циклонов. Забор продувочной воды должен осуществляться в зоне наиболее «спокойной» воды с целью исключения возможного захвата пузырьков пара. Коллектор должен располагаться на глубине не менее 300 мм от нормального уровня воды в барабане и максимально удален от ввода питательной воды.

Интенсивность непрерывной продувки принимается обычно 150—200 кг/мин.

Непрерывная продувка котлов безопаснее периодической, так как резко не снижает уровня воды в котлах, и экономичнее ее, поскольку позволяет использовать отсепарированный пар и тепло сбрасываемой в барботер продувочной воды.

14-4. РАСЧЕТ ВЕЛИЧИНЫ ПРОДУВКИ КОТЛОВ

Величина продувки паровых котлов ограничивается экономически приемлемым ее значением, приведенным, например, в табл. 14-1 для различных объектов, вырабатывающих пар.

Если определенная расчетным путем продувка котлов превышает рекомендуемую в табл. 14-1 величину, то для ее уменьшения необходимо улучшить качество питательной воды (усложнить схему обработки исходной воды) или оборудовать котлы более эффективными внутрикотловыми устройствами (ступенчатым испарением, барботажной промывкой пара), обеспечивающими получение пара требуемого качества.

Обычно проектировщикам остается только первое направление — усложнение схемы водоподготовки. Например, несмотря на часто встречающуюся необходимость использования высокоминерализованных вод ($S_{и.в}=1000\div3000$ мг/л), Бийский котельный завод выпускал серию котлов ДКВр (кроме ДКВр-20-13) только с механической сепарацией пара, допускающей солесодержание котловой воды $S_{к.в} = 3000$ мг/л.

Таблица 14-1

Допустимая величина продувки котлов

Объект, вырабатывающий пар	Экономически приемлемая величина продувки $P_{пр}$, %
Отопительно-производственные котельные низкого давления (P=14 кгс/см²)	10
То же среднего давления (P=40 кгс/см²)	5
Котельная промышленной ТЭЦ при потерях конденсата 30—40 %	5
Котельная электростанции при восполнении потерь химически очищенной водой	$3>P_{пр}\geqslant1$
То же при восполнении потерь дистиллятом	Не более 0,5
То же обессоленной водой	Не менее 0,3

Расчетное уравнение величины продувки получается из солевого баланса котла: количество солей, поступающих с питательной водой (при достижении допустимого солесодержания котловой воды) равно количеству солей, выводимых из котла с продувкой и уносимых с паром:

$$S_{п.в}(D_п + D_{пр}) = S_{к.в}D_{пр} + S_пD_п, \qquad (14\text{-}1)$$

где $S_{п.в}$ — солесодержание питательной воды, мг/л; $S_{к.в}$ — то же котловой воды, мг/л; $S_п$ — то же пара, мг/кг; $D_п$ — количество испаряемого в котле пара, т/ч; $D_{пр}$ — количество продуваемой котловой воды, т/ч.

Для приближенных расчетов, учитывая, что с паром уносится относительно незначительное количество солей, пренебрегая последним членом уравнения (14-1), определяем из него величину продувки:

$$D_{пр} = \frac{S_{п.в}D_п}{S_{к.в} - S_{п.в}}. \qquad (14\text{-}2)$$

Если величину продувки котла выразить в процентах от паропроизводительности, уравнение (14-2) примет вид:

$$P_{пр}=\frac{S_{п.в}\cdot 100}{S_{к.в}-S_{п.в}}. \quad (14\text{-}3)$$

Солесодержание питательной воды определяется аналитически, исходя из качества отдельных компонентов, входящих в состав питательной воды:

$$S_{п.в}=S_{х}\alpha_{х}+S_{к}\alpha_{к}, \quad (14\text{-}4)$$

где $S_х$ — солесодержание химически очищенной воды, мг/л; $S_к$ — солесодержание конденсата, мг/л; $\alpha_х$ и $\alpha_к$ — соответственно доля химически очищенной воды и конденсата в питательной воде, количество которой принято за единицу ($\alpha_х+\alpha_к=1$).

Для предварительных (ориентировочных) расчетов величины продувки котлов пренебрегаем относительно небольшим количеством солей, вносимых конденсатом в питательную воду, тогда формула (14-4) примет вид:

$$S_{п.в}=S_{х}\alpha_{х}. \quad (14\text{-}5)$$

Если подставить в формулу (14-3) солесодержание питательной воды, определенное по формуле (14-5), получим величину необходимой продувки котлов:

$$P_{пр}=\frac{S_{х}\alpha_{х}\cdot 100}{S_{к.в}-S_{х}\alpha_{х}}. \quad (14\text{-}6)$$

По величине $P_{пр}$ определяется целесообразность осуществления непрерывной продувки котлов и устанавливаемого при этом оборудования и выбирается схема обработки исходной воды.

В котельных низкого давления при величине продувки котлов менее 2% (и абсолютной величине менее 0,5 т/ч) осуществлять непрерывную продувку нецелесообразно, так как установка оборудования непрерывной продувки (сепаратор, теплообменник) не окупается сэкономленным теплом—дешевле сбросить продувочную воду в барботер. При количестве продувочной воды 0,5—1,0 т/ч целесообразно устанавливать только расширитель непрерывной продувки. Экономическая целесообразность установки оборудования непрерывной продувки может быть определена по формуле [Л. 17]

$$aЦ \leqslant \frac{P_{п}D_{п}(i_{к.в}-i_{с.в})\,A\cdot 8760}{7000}, \quad (14\text{-}7)$$

где a — ежегодные амортизационные отчисления для экономически приемлемого срока окупаемости капитальных затрат, выраженные в долях единицы; $Ц$ — полная стоимость установки для использования тепла продувочной воды, руб.; $P_п$ — размер продувки котла в долях единицы; $D_п$ — паропроизводительность котельной, т/ч; $i_{к.в}$ и $i_{с.в}$ — соответственно энтальпии котловой и сепарированной (охлажденной после теплообменника) воды, ккал/кг; A — стоимость одной тонны условного топлива, руб.

14-5. СХЕМЫ НЕПРЕРЫВНОЙ ПРОДУВКИ КОТЛОВ

Принципиальная схема устройств для непрерывной продувки котлов приведена на рис. 14-2. Продувочная вода 10, 14 забирается из каждого котла и тангенциально подводится непосредственно в расширитель *3* (от одного или двух котлов), как это изложено в § 14-3. Перед расширителем на продувочной линии устанавливается дроссельный вентиль *4*, регулирующий величину продувки (игольчатый клапан); отсепарированный пар *6* давлением $p=1,2$ кгс/см^2 обычно отводится в паровое пространство барботажного деаэратора; для защиты расширителя от повышения давления на расширителях, выпускаемых заводом ТКЗ (табл. 7-21), предусмотрен предохранительный клапан *7*; на случай неисправности работы регулятора уровня в расширителе схемой преду-

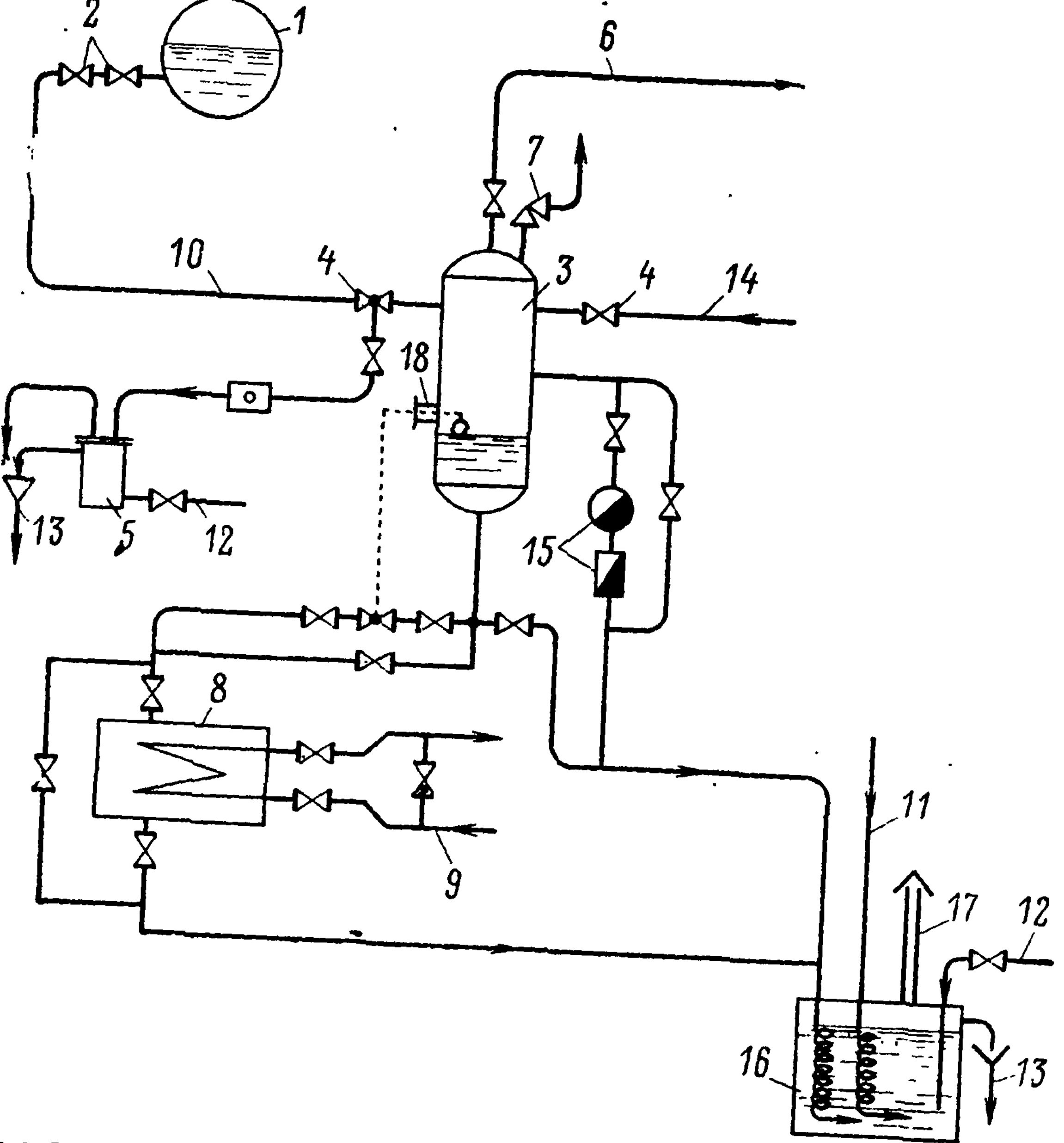


Рис. 14-2. Прициниальная схема непрерывной продувки котла с использованием тепла продувочной воды.

1 — верхний барабан котла; *2* — запорные вентили; *3* — расширитель; *4* — дроссельный регулирующий вентиль; *5* — охладитель для отбора проб котловой воды; *6* — пар в деаэратор $P = 1{,}2$ кгс/см²; *7* — предохранительный клапан на давление $P = 1{,}2$ кгс/см²; *8* — теплообменник; *9* — химически очищенная вода; *10* — продувочная вода от котла 1; *11* — вода от периодической продувки котла; *12* — охлаждающая вода; *13* — дренаж; *14* — продувочная вода от соседнего котла; *15* — устройство для обеспечения перелива из расширителя; *16* — барботер (или продувочный колодец); *17* — в атмосферу; *18* — регулятор уровня.

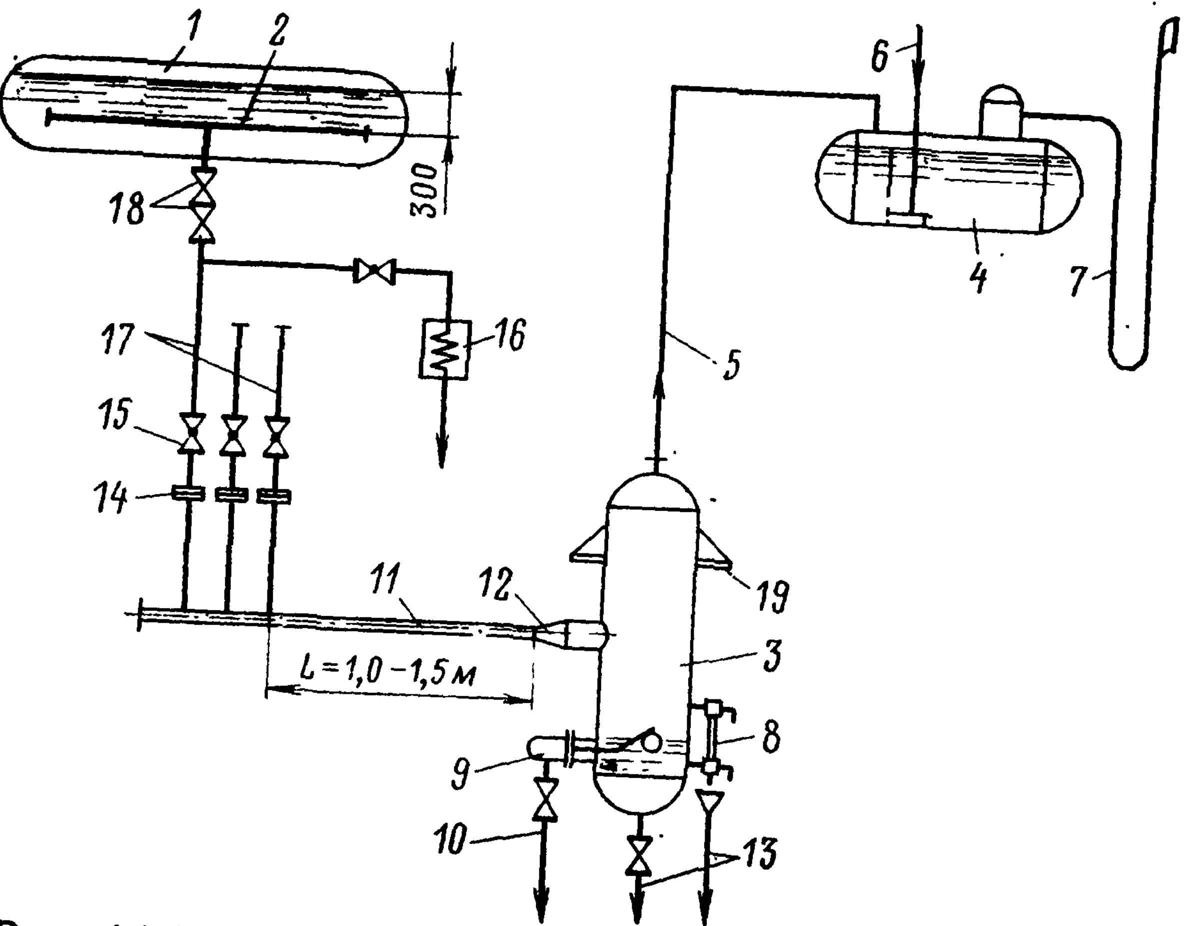


Рис. 14-3. Схема непрерывной продувки с установкой сепаратора $D_у = 300$ Бийского котельного завода.

1 — паровой котел; *2* — водозаборное устройство для непрерывной продувки котла; *3* — сепаратор пароводяной смеси $D_у = 300$; *4* — деаэратор барботажного типа; *5* — отсепарированный пар $P = 1{,}2$ кгс/см² в паровое пространство деаэратора; *6* — пар на барботаж $P = 1{,}7$ кгс/см²; *7* — предохранительный гидрозатвор; *8* — указатель уровня; *9* — регулятор уровня; *10* — отсепарированная вода в теплообменник или барботер; *11* — водопаровой коллектор $D_у = 150$; *12* — патрубок, подводящий водопаровую смесь к сепаратору (сопло); *13* — дренаж; *14* — ограничительные шайбы; *15* — дроссельный (игольчатый) регулирующий вентиль; *16* — охладитель для отбора проб котловой воды; *17* — трубопроводы непрерывной продувки от котлов; *18* — запорные вентили; *19* — опорные лапы сепаратора.

сматривается устройство для обеспечения перелива отсепарированной воды *15*; для использования тепла отсепарированной воды устанавливается теплообменник *8*, нагревающий химически очищенную воду; охлаждение отсепарированной воды принимают до температуры не менее 40°С, с которой ее можно сбросить в канализацию *13*; при сбросе в барботер *16* отсепарированной воды, помимо теплообменника, необходимо ее охладить также до 40°С разбавлением холодной водой *12*; отбор проб продувочной воды для анализа производится через охладитель *5*.

На основании работ ЦКТИ, направленных на уменьшение объема расширителей в целях улучшения качества получаемого в них пара и обеспечения более надежной и равномерной их работы, Бийский котельный завод выпустил новую конструкцию сепаратора $D_у300$ взамен ранее выпускаемого $D_у600$. Сущность применения этого сепаратора отражена в схеме на рис. 14-3.

Продувочная вода от нескольких котлов *17* подводится в коллектор *11*, в котором происходит расширение и первичное разделение водопаровой смеси. Коллектор должен быть диаметром не менее 150 мм (диаметр сопла) и длиной 1—1,5 м; коллектор подводится к соплу *12*, сплющенному на вводе водопаровой смеси в сепаратор *3*, в котором в сущности происходит только отделение пара от капелек воды; этот принцип: расширение — в коллекторе, отделение пара — в сепараторе — позволил значительно уменьшить размеры последнего, повысив его паропроизводительность до 1,2 т/ч; сепаратор $D_у300$ используется в схемах с деаэраторами атмосферного типа; отсепарированный пар *5* направляется в паровое пространство барботажного деаэратора *4*, работающего под давлением 1,2 кгс/см²; для предотвращения возможного повышения давления в сепараторе сверх допустимого следует либо предусмотреть установку гидрозатвора вблизи сепаратора, до запорного органа, либо, как указано на схеме, не устанавливать арматуры на отводящем паропроводе *5* и ограничиться установленным на деаэраторе гидрозатвором *7*; отвод отсепарированной воды осуществляется поплавковым регулятором *9*, предусмотренным конструкцией сепаратора; использование тепла продувочной воды и отвод последней в барботер может осуществляться так же, как и в схеме, приведенной на рис. 14-2.

Техническая характеристика сепаратора $D_у300$, выпускаемого Бийским котельным заводом (рис. 7-39 и 7-40)

Условный диаметр корпуса, мм	300
Емкость сепаратора, м³	0,15
Рабочее давление, кгс/см²	0,2—0,6
Наибольшая паропроизводительность, т/ч	1,2

Расход продувочной воды:

Давление в барабане котла, кгс/см²	Расход воды, т/ч
14	7
20	6
30	5

14-6. РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ НЕПРЕРЫВНОЙ ПРОДУВКИ КОТЛОВ

Расчет сепараторов непрерывной продувки приведен для схемы, показанной на рис. 14-2. Рассчитав величину продувки котлов по формуле (14-6) и решив вопрос экономической целесообразности монтажа оборудования непрерывной продувки (см. § 14-4), определяют количество воды, которое необходимо удалить из котла:

$$D_{н.п}=\frac{D_п \alpha_х S_х}{S_{к.в}-(1-\beta)\alpha_х S_х}, \quad (14\text{-}8)$$

где $D_{н.п}$ — величина непрерывной продувки или количество воды, удаляемой из котла, т/ч; $D_п$ — паропроизводительность котельной (котла), т/ч; $\alpha_х$ — доля химически

Таблица 14-2

Насыщенный водяной пар

Давление, кгс/см²	Температура насыщения, °С	Удельный объем пара, м³/кг	Плотность пара, кг/м³	Энтальпия, ккал/кг		Скрытая теплота парообразования, ккал/кг
				воды	пара	
1,0	99,09	1,725	0,5797	99,19	638,8	539,6
1,1	101,76	1,578	0,6337	101,87	639,8	537,9
1,2	104,25	1,456	0,6873	104,38	640,7	535,3
1,3	106,56	1,350	0,7407	106,72	641,6	534,9
1,4	108,74	1,259	0,7943	108,92	642,3	533,4
1,5	110,79	1,181	0,8467	110,99	643,1	532,1
1,6	112,73	1,111	0,9001	112,95	643,8	530,8
1,7	114,57	1,050	0,9524	114,81	644,5	529,7
1,8	116,33	0,9954	1,0046	116,60	645,1	528,5
1,9	118,01	0,9462	1,0570	118,30	645,7	527,4
2,0	119,62	0,9018	1,109	119,94	646,3	526,4
3,0	132,88	0,6169	1,621	133,4	650,7	517,3
4,0	142,92	0,4709	2,124	143,7	653,9	510,2
5,0	151,11	0,3817	2,620	152,1	656,3	504,2
6,0	158,08	0,3214	3,111	159,3	658,3	498,9
7,0	164,17	0,2778	3,600	165,7	659,9	494,2
8,0	169,61	0,2448	4,085	171,4	661,2	489,8
9,0	174,53	0,2189	4,568	176,5	662,3	485,8
10,0	179,04	0,1980	5,051	181,3	663,3	482,1
11,0	183,20	0,1808	5,531	185,7	664,1	478,4
12,0	187,08	0,1663	6,013	189,8	664,9	475,1
13,0	190,71	0,1540	6,494	193,6	665,6	472,0
14,0	194,13	0,1434	6,974	197,3	666,2	468,9
15,0	197,36	0,1342	7,452	200,7	666,7	466,0
20,0	211,38	0,1016	9,843	215,9	668,5	452,6
24,0	220,75	0,0849	11,78	226,2	669,2	443,0
25,0	222,90	0,0815	12,27	228,6	669,3	440,7
30,0	232,76	0,0680	14,71	239,6	669,6	430,0
35,0	241,42	0,0582	17,18	249,5	669,5	420,0
38,0	246,17	0,0535	18,69	254,9	669,2	414,3
40,0	249,18	0,0508	19,69	258,4	669,0	410,6

очищенной воды в питательной или, что то же, потери пара и конденсата в долях от паропроизводительности котельной; S_x — сухой остаток химически очищенной воды, мг-л; β — доля пара, отсепарированного в расширителе (сепараторе) непрерывной продувки, определяется по формуле

$$\beta = \frac{i_{к.в} - i_{с.в}}{i_п - i_{с.в}}, \qquad (14\text{-}9)$$

$i_{к.в}$ — энтальпия (теплосодержание) котловой воды, ккал/кг, определяется по табл. 14-2 для насыщенного пара при давлении, на котором работает котел; $i_{с.в}$ и $i_п$ — соответственно энтальпия отсепарированной воды и пара, ккал/кг, принимается по табл. 14-2 для давления, принятого в сепараторе; в котельных низкого давления давление в сепараторе обычно принимается 1,2 кгс/см².

Количество отсепарированного в сепараторе пара $D_{с.п}$, т/ч, подсчитывается по формуле

$$D_{с.п} = D_{н.п}\beta. \qquad (14\text{-}10)$$

Объем отсепарированного пара при принятом давлении в сепараторе, $V_{с.п}$, м³, подсчитывается по формуле

$$V_{с.п} = \frac{D_{с.п}\, vx}{w}, \qquad (14\text{-}11)$$

где v — удельный объем пара при давлении, принятом в сепараторе, определяется по табл. 14-2 для насыщенного пара, м³/кг; x — сте-

пень сухости пара, принимают 0,97; w — паронапряжение парового объема сепаратора, работающего по схеме рис. 14-2, принимается 800—1000 м³/(м³·ч).

По полученному объему отсепарированного пара подбирается сепаратор, выпускаемый СЗТМ и ТКЗ в зависимости от объема парового пространства сепаратора.

При установке сепаратора $D_у$300 Бийского котельного завода, работающего по схеме, представленной на рис. 14-3, сепаратор не рассчитывается, а принимается на такое количество котлов, в котором суммарная величина продувочной воды и отсепарированного пара отвечала бы технической характеристике сепаратора $D_у$300, приведенной в § 14-5.

Количество тепла отсепарированной воды Q_1, используемое для подогрева исходной воды, ккал/ч, подсчитывается по формуле

$$Q_1 = (D_{н.п} - D_{с.п})(t_{с.в} - t_с), \quad (14\text{-}12)$$

где $D_{н.п}$ — количество продуваемой из котла воды, кг/ч; $D_{с.п}$ — количество отсепарированного в расширителе пара, кг/ч; $t_{с.в}$ — температура отсепарированной в расширителе воды, °С, принимается в соответствии с давлением в расширителе; $t_с$ — температура сбрасываемой в канализацию отсепарированной воды, обычно принимается около 40°С.

Температуру подогрева исходной воды в теплообменнике t_2, °С, подсчитывают по формуле

$$t_2 = \frac{Q_1 + Dt_1}{D}, \quad (14\text{-}13)$$

где t_1 — температура исходной воды, поступающей на водоподогревательную установку, °С; D — количество исходной воды, нагреваемой в теплообменнике, кг/ч.

Расчетную поверхность нагрева теплообменника F, м², подсчитывают по формуле

$$F = \frac{Q_1}{k\Delta t_{ср}}, \quad (14\text{-}14)$$

где k — средний коэффициент теплопередачи, для теплообменников непрерывной продувки ориентировочно принимается 900—1100 ккал/(м²·ч·°С); $\Delta t_{ср}$ — средняя разность температур между теплоносителями, °С. В теплообменнике осуществлен принцип противотока нагреваемой и греющей воды; при этом разности температур будут:

$$\begin{array}{c} t_{с.в} \rightarrow t_с, \\ t_2 \leftarrow t_1 \\ \hline \Delta t_б = t_{с.в} - t_2 \quad \Delta t_м = t_с - t_1 \end{array}.$$

а) при $\Delta t_б/\Delta t_м \leqslant 1,8$ $\Delta t_{ср}$ определяется как среднеарифметическая разность температур по формуле

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2}; \quad (14\text{-}15)$$

б) при $\Delta t_б/\Delta t_м \leqslant 4,5$ $\Delta t_{ср}$ определяется по формуле

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б + \Delta t_м}{2} - 0,1(\Delta t_б - \Delta t_м). \quad (14\text{-}16)$$

Таблица 14-3

Теплообменники непрерывной продувки

Поверхность нагрева, м²	Количество нагреваемой воды, т/ч	Давление, кгс/см²		Масса теплообменника, кг	№ чертежа	Завод-изготовитель
		греющей воды	нагреваемой воды			
1,6	5—10	1,2	8	134	ХВ-790	БиКЗ
5,0	20—40	8	8	270	ХВ-750	БиКЗ
21,0	80—240	8	8	700	К-305481	ТКЗ
34,2	400	8	8	860	К-305476	ТКЗ

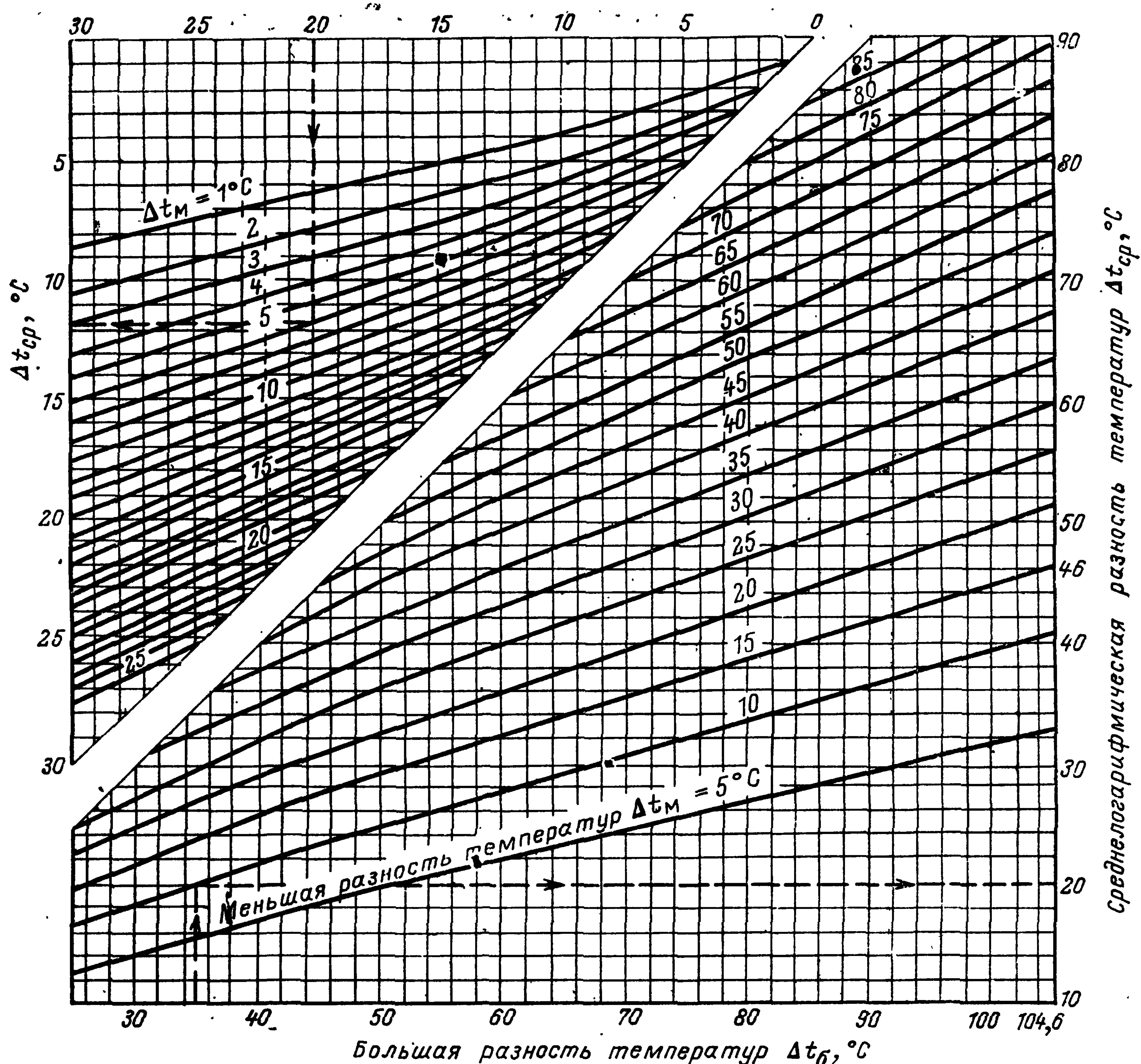


Рис. 14-4. График определения среднеарифметической разности температур.

Средняя разность температур, подсчитанная по формуле (14-16), дает ошибку не более 3%;

в) при $\Delta t_б/\Delta t_м > 4{,}5$ $\Delta t_{ср}$ определяется как среднелогарифмическая разность температур по формуле

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}}. \qquad (14\text{-}17)$$

Графически среднелогарифмическая разность температур может быть определена по рис. 14-4.

По рассчитанной из формулы (14-14) поверхности нагрева подбирают (табл. 14-3) теплообменники непрерывной продувки, выпускаемые заводами водоподготовительного оборудования.

Раздел пятнадцатый

СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ, НЕОБХОДИМЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТОВ ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

15-1. АТОМНЫЕ И ЭКВИВАЛЕНТНЫЕ МАССЫ ХИМИЧЕСКИХ ЭЛЕМЕНТОВ

Наименование элемента	Химическое обозначение	Порядковый номер	Масса атома	Наиболее характерная валентность	Эквивалентная масса (наиболее устойчивая)
Азот	N	7	14,01	3; 5	4,67; 2,80
Алюминий	Al	13	26,98	3	8,99
Барий	Ba	56	137,34	2	68,68
Водород	H	1	1,008	1	1,008
Железо	Fe	26	55,85	2; 3	27,93; 18,62
Калий	K	19	39,10	1	39,10
Кальций	Ca	20	40,08	2	20, 04
Кислород	O	8	16,00	2	8
Кремний	Si	14	28,09	4	7, 02
Магний	Mg	12	24,32	2	12, 16
Марганец	Mn	25	54,94	2; 4; 6; 7	24,47; 13,73; 9,16; 7,85
Медь	Cu	29	63,54	2; 1	31,77; 63,54
Натрий	Na	11	22,99	1	23,00
Свинец	Pb	82	207,19	2; 4	103,61; 51,80
Сера	S	16	32,06	2; 4; 6	16,03; 8,02; 5,34
Серебро	Ag	47	107,87	1	107,88
Углерод	C	6	12,01	4	3,00
Фосфор	P	15	30,97	3; 5	10,33; 6,20
Фтор	F	9	19,00	1	19,0
Хлор	Cl	17	35,45	1; 5; 7; 3	35,46; 7,09; 5,07; 11,82
Хром	Cr	24	52,00	3; 6; 2	17,34; 8,67; 26,01

15-2. ИОННЫЕ И ЭКВИВАЛЕНТНЫЕ МАССЫ

Наименование	Химическое обозначение	Ионная масса	Эквивалентная масса
Катионы			
Алюминий	Al^{3+}	26,98	8,99
Аммоний	NH_4^+	18,04	18,04
Водород	H^+	1,008	1,008
Железо двухвалентное	Fe^{2+}	55,85	27,93
Железо трехвалентное	Fe^{3+}	55,85	18,62
Калий	K^+	39,1	39,1
Кальций	Ca^{2+}	40,08	20,04
Магний	Mg^{2+}	24,32	12,16
Натрий	Na^+	23,00	23,00
Серебро	Ag^+	107,88	107,88

Продолжение

Наименование	Химическое обозначение	Ионная масса	Эквивалентная масса
Анионы			
Бикарбонатный	HCO_3^-	61,02	61,02
Гидроксильный	OH^-	17,01	17,01
Карбонатный	CO_3^{2-}	60,01	30,01
Нитратный	NO_3^-	62,01	62,01
Нитритный	NO_2^-	46,1	46,1
Силикатный	SiO_3^{2-}	76,06	38,03
Сульфатный	SO_4^{2-}	96,07	48,03
Сульфитный	SO_3^{2-}	80,07	40,03
Фосфатный	PO_4^{3-}	94,98	31,66
Двухзамещенный фосфатный	HPO_4^{2-}	95,99	47,99
Хлористый	Cl^-	35,48	35,48
Фтористый	F^-	19,0	19,0

15-3. МОЛЕКУЛЯРНЫЕ И ЭКВИВАЛЕНТНЫЕ МАССЫ ХИМИЧЕСКИХ СОЕДИНЕНИЙ

Наименование	Химическая формула	Молекулярная масса	Эквивалентная масса
Основные окислы			
Окись алюминия	Al_2O_3	101,96	16,99
Окись железа	Fe_2O_3	159,69	26,62
Закись-окись железа	Fe_3O_4	231,54	19,29
Окись калия	K_2O	94,20	47,1
Окись кальция	CaO	56,08	28,04
Окись магния	MgO	40,31	20,16
Окись натрия	Na_2O	61,98	31,00
Основания			
Алюминия гидроокись	$Al(OH)_3$	78,00	26,00
Аммония гидроокись	NH_4OH	35,05	35,05
Железа гидрат закиси	$Fe(OH)_2$	89,86	44,93
Железа гидрат окиси	$Fe(OH)_3$	106,87	35,62
Калия гидроокись	KOH	56,11	56,11
Кальция гидроокись	$Ca(OH)_2$	74,00	37,05
Магния гидроокись	$Mg(OH)_2$	58,32	29,16
Натрия гидроокись	$NaOH$	40,00	40,00
Кислотные окислы			
Азотный ангидрид	N_2O_5	108,01	10,8
Азотистый ангидрид	N_2O_3	76,01	12,7
Окись кремния	SiO_2	60,08	30,04
Серный ангидрит	SO_3	80,06	40,03
Сернистый ангидрит	SO_2	64,06	32,03
Углекислый газ	CO_2	44,01	22,01
Фосфорный ангидрид	P_2O_5	141,94	14,2

Наименование	Химическая формула	Молекулярная масса	Эквивалентная масса
Кислоты			
Азотная	HNO_3	63,01	63,01
Азотистая	HNO_2	47,01	47,01
Метафосфорная	HPO_3	79,98	79,98
Ортофосфорная	H_3PO_4	98,00	32,67
Серная	H_2SO_4	98,08	49,04
Сернистая	H_2SO_3	82,08	41,04
Соляная	HCl	36,46	36,46
Фосфористая	H_3PO_3	81,99	27,33
Хромовая	$H_2Cr_2O_7$	218,04	109,02
Фтористоводородная	HF	20,01	20,01
Соли			
Алюминий сернокислый	$Al_2(SO_4)_3$	342,15	57,02
Алюминий сернокислый водный	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	666,42	111,07
Аммоний азотнокислый	NH_4NO_3	80,04	80,04
Аммоний двууглекислый кислый	NH_4HCO_3	79,06	79,06
Аммоний сернокислый	$(NH_4)_2SO_4$	132,16	66,08
Аммоний углекислый	$(NH_4)_2CO_3$	96,09	48,045
Железо сернокислое закисное	$FeSO_4$	151,92	75,16
Железо сернокислое закисное водное	$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	278,01	139,01
Железо сернокислое окисное	$Fe_2(SO_4)_3$	399,88	66,65
Железо треххлористое	$FeCl_3$	162,21	54,07
Железо треххлористое водное	$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	270,30	90,10
Калий углекислый	K_2CO_3	138,21	69,10
Калий хлористый	KCl	74,56	74,56
Кальций азотнокислый	$Ca(NO_3)_2$	164,09	82,05
Кальций двууглекислый кислый	$Ca(HCO_3)_2$	162,11	81,06
Кальций кремнекислый	$CaSiO_3$	116,16	58,08
Кальций сернокислый	$CaSO_4$	136,14	68,07
Кальций углекислый	$CaCO_3$	100,09	50,05
Кальций хлористый	$CaCl_2$	110,99	55,50
Магний азотнокислый	$Mg(NO_3)_2$	148,34	74,17
Магний двууглекислый кислый	$Mg(HCO_3)_2$	146,36	73,18
Магний кремнекислый	$MgSiO_3$	100,38	50,19
Магний сернокислый	$MgSO_4$	120,37	60,18
Магний сернокислый водный	$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	246,48	123,25
Магний углекислый	$MgCO_3$	84,33	42,17
Магний хлористый	$MgCl_2$	95,22	47,61
Натрий азотнокислый	$NaNO_3$	84,99	84,99
Натрий двууглекислый	$NaHCO_3$	84,01	84,01
Натрий кремнекислый	Na_2SiO_3	122,05	61,03
Натрий сернистокислый	Na_2SO_3	126,04	63,02
Натрий сернокислый	Na_2SO_4	142,04	71,02
Натрий фосфорнокислый однозамещенный водный	$NaH_2PO_4 \cdot 2H_2O$	156,01	156,01
Натрий фосфорнокислый двухзамещенный водный	$Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$	358,22	179,11
Натрий фосфорнокислый водный	$Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$	380,13	126,72
Натрий фосфорнокислый	Na_3PO_4	163,94	54,65
Натрий углекислый	Na_2CO_3	106,00	53,00
Натрий хлористый	$NaCl$	58,44	58,44
Серебро азотнокислое	$AgNO_3$	169,87	169,87
Серебро сернокислое	Ag_2SO_4	311,80	155,90
Серебро углекислое	Ag_2CO_3	275,75	137,87
Серебро хлористое	$AgCl$	143,32	143,32

15-4. РАСТВОРИМОСТЬ НЕОРГАНИЧЕСКИХ СОЕДИНЕНИЙ В ВОДЕ

Формула вещества	Кристаллизационная вода	Растворимость безводного вещества в процентах массы (г/100 г раствора) при температуре, °С								
		0	10	20	30	40	50	60	80	100
$Al_2(SO_4)_3$	$16H_2O$	27,5	27,6	27,8	28,0	28,8	—	31,0	—	53,0 (112°C)
$FeCl_3$	$6H_2O$	42,7	45,0	47,9	51,6	—	—	—	—	—
$FeCl_3$	$2,5H_2O$	—	—	—	—	—	75,9	79,0	—	—
$FeCl_3$	—	—	—	—	—	—	—	—	84,0	84,4
$FeSO_4$	$7H_2O$	13,6	17,2	20,8	24,7	28,6	32,6	—	—	—
$FeSO_4$	H_2O	—	—	—	—	—	—	—	30,4	24,0
NH_4NO_3	—	55,0	59,3	64,1	70,8	74,7	78,0	80,4	85,7	89,5
NH_4Cl	—	22,7	24,9	27,1	29,3	31,4	33,5	35,6	39,6	44,0
$(NH_4)_2SO_4$	—	41,2	42,1	43,0	43,8	44,8	45,8	46,7	48,5	50,5
Na_2CO_3	$10H_2O$	6,5	10,9	17,9	28,4	—	—	—	—	—
Na_2CO_3	H_2O	—	—	—	—	32,8	32,1	31,7	31,1	30,9
$NaCl$	—	26,3	26,3	26,4	26,5	26,7	26,9	27,1	27,6	28,2
$NaNO_3$	—	42,3	44,5	46,7	49,0	51,2	53,3	55,5	59,9	63,8
Na_3PO_4	$12H_2O$	5,1	—	12,7 (25°C)	—	18,9	—	—	—	—
Na_3PO_4	$8H_2O$	—	—	—	—	—	—	35,2	—	—
Na_3PO_4	$6H_2O$	—	—	—	—	—	—	—	40,9	48,6

15-5. ТАБЛИЦА ЗАМЕРЗАНИЯ РАСТВОРОВ

$Al_2(SO_4)_3$

t, °С	Безводное вещество, %
—1	8,1
—2	14,3
—9,6	23,9
—12,0	27,2

$CaCl_2$

t, °С	Безводное вещество, %
—10	14,4
—20	21,3
—30	25,4
—40	28,6
—49,8	30,6

$FeCl_3$

t, °С	Безводное вещество, %
—10	15,2
—20	22,3
—40	29,9
—55	33,1

HCl

t, °С	Безводное вещество, %
—10	7,7

$(NH_4)_2SO_4$

t, °С	Безводное вещество, %
—5	17,0
—10	28,0
—18,5	39,8
—10	40,5

$NaCl$

t, °С	Безводное вещество, %
—5	7,9
—10	14,0
—15	18,7
—20	22,6
—21,2	23,3
—15	24,2
—10	24,9
—5	25,6

$NaOH$

t, °С	Безводное вещество, %
—5	5,7
—10	9,9
—20	15,8
—28,2	19,1
—26	20,4
—24,4	22,3
—20	24,0
—17,8	25,0
—10	26,5
0	29,5
6	32,4
10	33,7
15,2	38,8
10	44,5
4,5	46,0
8	47,6
12,3	51,0
20	52,1

t, °C	Безводное вещество, %	t, °C	Безводное вещество, %	t, °C	Безводное вещество, %	t, °C	Безводное вещество, %
			Серная кислота				
—0,2	1	—38,5	48	—37,75	66	+4,1	87
—1,2	4	—34,2	50	—40,3	67	+0,5	88
—3,7	8	—30,9	52	<—39	...	—4,3	89
—5,5	10	—28,3	54	—28,1	76	—10,2	90
—7,6	12	—25,9	56	—19,4	77	—17,3	91
—9,9	14	—24,8	57	—13,6	78	—25,6	92
—12,6	16	—24,4	57,6	—8,2	79	—35,0	93
—15,7	18	—24,5	58	—3,0	80	—37,8	93,3
—19,0	20	—24,85	59	+1,5	81	—30,8	94
—22,7	22	—25,8	60	+4,8	82	—21,8	95
—26,7	24	—27,15	61	+7,0	83	—13,6	96
—31,1	26	—28,85	62	+8,0	84	—6,3	97
—35,9	28	—30,8	63	+8,3	84,5	+0,1	98
—41,2	30	—33,0	64	+7,9	85	+5,7	99
<—41	...	—35,3	65	+6,6	86	+10,45	100

t, °C	Содержание свободного SO_3, %	t, °C	Содержание свободного SO_3, %	t, °C	Содержание свободного SO_3, %	t, °C	Содержание свободного SO_3, %
			Олеум				
+9,5	1	—14,4	19	+17,1	30	+31,8	50
+4,95	5	—11,0	20	+26,9	35	+22,5	55
—2,5	10	—4,6	22	+33,3	40	+7,1	60
—11,3	15	+1,5	24	+35,9	45	—0,35	65
—16,9	18	+4,35	25				

15-6. ПЛОТНОСТЬ ВОДНЫХ РАСТВОРОВ СОЛЕЙ

Содержание вещества в процентах массы (г/100 г раствора)	Плотность, г/см³									
	$Al_2(SO_4)_3$ при 19°С	$FeCl_3$ при 20°С	$FeSO_4$ при 18°С	NH_4NO_3 при 20°С	NH_4Cl при 20°С	$(NH_4)_2SO_4$ при 20°С	Na_2CO_3 при 20°С	NaCl при 20°С	$NaNO_3$ при 20°С	Na_3PO_4 при 15°С
1	1,009	1,007	1,009	1,002	1,001	1,004	1,009	1,005	1,005	1,009
2	1,019	1,015	1,018	1,006	1,005	1,010	1,019	1,013	1,012	1,019
4	1,040	1,032	1,038	1,015	1,011	1,022	1,040	1,027	1,025	1,041
6	1,061	1,049	1,058	1,023	1,017	1,034	1,061	1,041	1,039	1,062
8	1,083	1,067	1,079	1,031	1,023	1,046	1,082	1,056	1,053	1,085
10	1,105	1,085	1,100	1,040	1,027	1,057	1,103	1,071	1,067	1,108
12	1,129	1,104	1,122	1,048	1,034	1,069	1,124	1,086	1,082	—
14	1,152	1,123	1,145	1,057	1,040	1,081	1,146	1,101	1,097	—
16	1,176	1,142	1,168	1,065	1,046	1,092	—	1,116	1,112	—
18	1,201	1,162	1,191	1,074	1,051	1,104	—	1,132	1,127	—
20	1,226	1,182	1,214	1,083	1,057	1,115	—	1,148	1,143	—
22	1,252	—	—	—	1,062	—	—	1,164	—	—
24	1,278	—	—	1,101	—	1,138	—	1,180	1,175	—
26	1,306	—	—	—	1,073	—	—	1,197	—	—
28	1,333	1,268	—	1,119	—	1,161	—	—	1,209	—
30	—	1,291	—	—	—	1,172	—	—	1,226	—
35	—	1,353	—	1,151	—	1,200	—	—	1,270	—
40	—	1,417	—	1,175	—	1,228	—	—	1,318	—
45	—	1,485	—	—	—	—	—	—	1,368	—
50	—	1,551	—	1,226	—	1,283	—	—	—	—

15-7. ПЛОТНОСТЬ РАСТВОРОВ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ И ОЛЕУМА

Содержание H_2SO_4 в процентах массы	Плотность, г/см³		Содержание H_2SO_4 в процентах массы	Плотность, г/см³	
	при 15°C	при 20°C		при 15°C	при 20°C
Серная кислота					
1	1,006	1,005	60	1,502	1,498
2	1,013	1,012	62	1,524	1,520
3	1,020	1,018	64	1,546	1,542
4	1,026	1,025	66	1,569	1,565
5	1,033	1,032	68	1,591	1,587
6	1,040	1,038	70	1,615	1,611
7	1,047	1,045	72	1,639	1,634
8	1,054	1,052	74	1,663	1,657
9	1,061	1,057	76	1,686	1,681
10	1,068	1,066	78	1,709	1,704
15	1,105	1,102	80	1,732	1,727
20	1,142	1,139	90	1,820	1,814
25	1,182	1,178	92	1,829	1,824
30	1,222	1,219	95	1,839	1,834
40	1,307	1,303	100	1,836	1,831
50	1,399	1,395			

Олеум

Содержание свободного SO_3 в процентах массы	Плотность, г/см³		Содержание свободного SO_3 в процентах массы	Плотность, г/см³	
	при 15°C	при 20°C		при 15°C	при 20°C
1	1,839	1,834	15	1,885	1,879
5	1,851	1,846	20	1,902	1,896
10	1,868	1,862	30	1,937	1,930

15-8. ПЛОТНОСТЬ РАСТВОРОВ СОЛЯНОЙ КИСЛОТЫ

Содержание HCl в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание HCl в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание HCl в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³
1	1,003	14	1,068	28	1,139
2	1,008	16	1,078	30	1,149
4	1,018	18	1,088	32	1,159
6	1,028	20	1,098	34	1,169
8	1,038	22	1,108	36	1,179
10	1,047	24	1,119	38	1,189
12	1,057	26	1,129	40	1,198

15-9. ПЛОТНОСТЬ РАСТВОРОВ ЕДКОГО НАТРА

Содержание NaOH в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание NaOH в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание NaOH в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание NaOH в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³
1	1,010	14	1,153	28	1,306	40	1,430
2	1,021	16	1,175	30	1,328	42	1,449
4	1,043	18	1,197	32	1,349	44	1,469
6	1,065	20	1,219	34	1,370	46	1,487
8	1,087	22	1,241	36	1,390	48	1,507
10	1,109	24	1,263	38	1,410	50	1,525
12	1,131	26	1,285				

15-10. ПЛОТНОСТЬ ВОДНЫХ РАСТВОРОВ АММИАКА

Содержание NH_3 в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание NH_3 в процентах массы	Плотность при 20°C, г/см³	Плотность при 20°C, г/см³	Содержание NH_3 в процентах массы
1	0,994	12	0,950	22	0,916
2	0,990	14	0,943	24	0,910
4	0,981	16	0,936	26	0,904
6	0,973	18	0,930	28	0,898
8	0,965	20	0,923	30	0,892
10	0,958				

15-11. ПЛОТНОСТЬ И КОНЦЕНТРАЦИЯ ИЗВЕСТКОВОГО МОЛОКА

Содержание CaO		Плотность при 20°C, г/см³	$Ca(OH)_2$ в процентах массы	Содержание CaO		Плотность при 20°C, г/см³	$Ca(OH)_2$ в процентах массы
г/л	в процентах массы			г/л	в процентах массы		
10	0,99	1,009	1,31	160	14,30	1,119	18,90
20	1,96	1,017	2,59	170	15,10	1,126	19,95
30	2,93	1,025	3,87	180	15,89	1,133	21,00
40	3,88	1,032	5,13	190	16,67	1,140	22,03
50	4,81	1,039	6,36	200	17,43	1,148	23,03
60	5,74	1,046	7,58	210	18,19	1,155	24,04
70	6,65	1,054	8,79	220	18,94	1,162	25,03
80	7,54	1,061	9,96	230	19,68	1,169	26,01
90	8,43	1,068	11,14	240	20,41	1,176	26,96
100	9,3	1,075	12,29	250	21,12	1,184	27,91
110	10,16	1,083	13,43	260	21,84	1,191	28,86
120	11,01	1,090	14,55	270	22,55	1,198	29,80
130	11,86	1,097	15,67	280	23,24	1,205	30,71
140	12,68	1,104	16,76	290	23,92	1,213	31,61
150	13,50	1,111	17,84	300	24,60	1,220	32,51

15-12. РЕАГЕНТЫ, ПРИМЕНЯЕМЫЕ ПРИ ОБРАБОТКЕ ВОДЫ

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %				Цена		Примечание
		воды	нерастворимого остатка	примесей		за 1 т, руб.—коп.	за 1 тонно-процент, руб.—коп.	
				безвредных	нежелательных			
Аммиак водный технический (аммиачная вода), ГОСТ 9-70 Марка А: 1-й сорт 2-й »	N_2 20,5 18,0					26—20 23—00		Для удобрения
Марка Б: 1-й сорт 2-й »	NH_3 25 22					27—50 23—30	1—10 1—05	Для промышленности
Аммиак жидкий синтетический, ГОСТ 6221-70 1-й сорт 2-й »	NH_3 не менее 99,9 99,6	Не более 0,2 1,0				101—00 98—00		
						91—00		
Аммоний сернокислый (сульфат аммония), очищенный, ГОСТ 10873-64	N_2 21,0							
Аммоний хлористый, нашатырь, ГОСТ 2210-51* 1-й сорт 2-й »	NH_4Cl не менее 99,5 99,0	Не более 1,0 1,5	Не более 0,02 0,05			130—00 120—00	1—31 1—21	
Водород технический, ГОСТ 3022-70 Марка А Марка Б Марка В	H_2, % объемные не менее 99,7 98,0 97,5	Влаги, г/м³ не более 25,0 25,0 25,0		Другие газы в сумме не более 0,3 2,0 2,5		200—00 190—00 180—00		
Гексаметафосфат натрия технический, МРТУ 6-08-5-64 ТУ35-ХП-645-63 СТУ-14/07-69-64	$(NaPO_3)_6$					425—00		Активность по хлористому барию 70%

Продолжение

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %: воды	Содержание, %: нерастворимого остатка	Содержание, %: примесей безвредных	Содержание, %: примесей нежелательных	Цена за 1 т, руб.—коп.	Цена за 1 тонно-процент, руб.—коп.	Примечание
Глинозем активный, ТУ ГХП 65-53	Al_2O_3					460—00		
Глинозем сернокислый неочищенный, ГОСТ 5155-49*	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18\ H_2O$, Al_2O_3, не менее 9,0		Не более 23,0	H_2SO_4 свободная — не более 2,0	As_2O_3 не более 0,003	21—00	2—33	
Глинозем сернокислый технический (очищенный), ГОСТ 12966-67	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18\ H_2O$, Al_2O_3 не менее		Не более	H_2SO_4 свободная не более	As_2O_3 не более			
Сорт экстра	14		0,8	0,1	0,003	43—00	3—07	
» A	13,5		1,0	0,1	0,003	40—00	2—96	
» B	13,5		1,0	0,1	0,003	39—50	2—92	
» C	13,5		1,0	0,1	0,003	38—50	2—85	
Известь пушонка (отход), СТУ 9531-64	CaO + MgO 62,0					15—00		
Известь строительная воздушная негашеная, ГОСТ 9179-70	CaO + MgO не менее	Не более						
1-й сорт	85							
2-й »	70							
3-й »	60							
Гидратная	67	5						
1-й сорт	55	5						
2-й »	50	5						
3-й »								
Комовая						15—30		Стоимость дана для Московской обл.

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %				Цена		Примечание
		воды	нерастворимого остатка	примесей		за 1 т, руб.—коп.	за 1 тонно-процент, руб.—коп.	
				безвредных	нежелательных			
Известь хлорная, ГОСТ 1692-58	Cl_2 активный			Разрыв между содержанием общего и активного хлора				
Марка А	35	Не более 2		не более 2		63—00	1—80	
» Б	35	Не нормируется		4		55—00	1—57	
» В	32	То же		4		44—80	1—40	
Кальций хлористый технический, ГОСТ 450-70	$CaCl_2$ не менее		Не более					
Обезвоженный:								
1-й сорт	95		0,2			100—00	1—05	
2-й »	85		—			70—00	0—82	
Плавленый 1-й сорт	67		0,2			41—50	0—62	
2-й »	67		0,5			39—50	0—59	
Жидкий: 1-й сорт	38		0,03			12—00	0—32	
2-й »	32		0,2			10—00	0—31	
Кислота серная техническая, ГОСТ 2184-67	H_2SO_4 моногидрат не менее							
Башенная	75					21—00	0—28	
Контактная регенерированная	91					20—40	0—22	
Контактная техническая	92,5					29—60	0—32	
Техническая улучшенная, Сорт А	92,5—94,0					34—40	0—37	
Техническая улучшенная, Сорт Б	92,5—94,0					31—10	0- -33	
Контактная промышленная техническая, ТУУХП 163-59 МОСНХ	H_2SO_4, 65					16—90	0—26	
Контактная, олеум	SO_3 свободный, 18,5; H_2SO_4, 104,16					35—10	0—34	

Продолжение

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %				Цена		Примечание
		воды	нерастворимого остатка	примесей		за 1 т, руб.—коп.	за 1 тонно-процент, руб.—коп.	
				безвредных	нежелательных			
Кислота соляная техническая, ГОСТ 1382-69	HCl не менее							
1-й сорт	27,5					22—30	0—81	
2-й „	27,5					20—90	0—76	
Кислота соляная ингибированная, ТУ МХП 2345-50	HCl, 19—25					22—70	1—03	
Купорос железный технический, ГОСТ 6981-54	$FeSO_4$ не менее		Не более					
Марка А	53,0		0,4			14—00		
„ Б	47,0		1,0			10—00		
Мука фосфоритная, ГОСТ 5716-65	P_2O_5 не менее	Не более						Данных в ценнике нет
Высший сорт	25	3						
1-й сорт	22	3						
2-й „	19	3						
МРТУ 6-12-8-66	25,5					9—55	0—37	Из фосфоритов Кара-Тау
Натрий азотнокислый технический (селитра натриевая), ГОСТ 6194-69	$NaNO_3$			NaCl	$NaNO_2$			
1-й сорт	98,5	1,5	0,1	0,5	0,02	150—00	1—52	
2-й „	96,0	2,0	—	—	0,25	144—00	1—50	
Натр едкий технический (сода каустическая), ГОСТ 2263-71	NaOH не менее				Суммарные окислы не более			
Марка А: „Химический“								
1-й сорт	96				0,03	140—00	1—46	
2-й „	95				0,2	130—00	1—37	
Марка Б: „Диафрагменный жидкий“	92				0,2	120—00	1—30	

Продолжение

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %				Цена		Примечание
		воды	нерастворимого остатка	примесей		за 1 т, руб.—коп.	за 1 тонно-процент, руб.—коп.	
				безвредных	нежелательных			
Марка А: „Ртутный"	42				0,015	61—70	1—47	
Марка Б: „Диафрагменный улучшенный"	50				0,04	57—00	1—14	
Марка В: „Диафрагменный"	42				0,04	42—00	1—00	
Марка Г: „Химический"	43				0,025	53—75	1—25	
Марка Д: „Химический"	42				0,2	42—00	1—00	
Натрий двууглекислый (бикарбонат), ГОСТ 2156-68*	$NaHCO_3$ не менее	Не более	Не более	NaCl не более	Na_2CO_3 не более			
Технический	98,5	1,0	0,1	0,05	1,2	39—00	0—40	
Медицинский	98,5	1,0	Не допускается	0,05	1,0	35—00	0—36	
Натрий сернистокислый (сульфит натрия), безводный, ГОСТ 5644-66	Na_2SO_3 безводный не менее		Не более		Fe не более			Данных в прейскуранте по этому ГОСТ нет
Фотографический	94—97		0,01—0,02		0,005			
Технический	92,0		0,08		0,005			
Натрий фосфорнокислый двузамещенный технический, ГОСТ 451-41	$Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ не менее							
1-й сорт	96					205—00	2—14	
2-й „	92					188—00	2—04	
3-й „	88					172—00	1—95	
Селитра аммиачная, нитрат аммония, ГОСТ 2-65	NH_4NO_3 не менее	Не более	Не более					
Сорт марки А	99,5	0,5	0,05			67—00	—	Для сельского хозяйства
„ „ Б	99,5	0,8	0,08			64—00	—	

Продолжение

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %				Цена		Примечание
		воды	нерастворимого остатка	примесей		за 1 т, руб.—коп.	за 1 тонно-процент, руб.—коп.	
				безвредных	нежелательных			
Селитра калиевая техническая, нитрат калия, ГОСТ 1949-65	KNO_3 не менее	Не более	Не более					
1-й сорт	99,8	0,1	0,04			223—00	—	
2-й »	99	0,2	0,04			217—00	—	
3-й »	98	2,0	—			211—00	—	
Сода кальцинированная (синтетическая), ГОСТ 5100-64*	Na_2CO_3 не менее 99 (в прокаленном продукте)	Потеря при прокаливании не более 2,2	Не более 0,1	NaCl не более 0,8		40—00	0—41	В товарном продукте Na_2CO_3 не меее 96,8%
Соль поваренная пищевая, ГОСТ 13830-68	NaCl не менее	Не более	Не более					
Экстра	99,2	0,5	0,05					
Высший сорт	98,0	0,8—4,0	0,2					
1-й сорт	97,5	0,8—6,0	0,5					
2-й »	96,5	0,8—6,0	0,9					
Соль поваренная техническая, СТУ 43-717-65	NaCl—93,0					1—30	—	
Сульфат аммония ГОСТ 9097-65	N_2 не менее	Не более			H_2SO_4 не более			
Высший сорт	21,0	0,2			0,025			
1-й сорт	20,8	0,3			0,05			
2-й »	20,8	0,3			0,05			
Сульфат аммония в растворе ГСНХ 10-45-60	$(NH_4)_2SO_4$ 400 г/л				—	6—00	—	

Продолжение

Реагент, ГОСТ	Основное действующее вещество, формула и процентное содержание	Содержание, %				Цена		Примечание
		воды	нерастворимого остатка	примесей		за 1 т, руб.—коп.	за 1 тонно-процент, руб.—коп.	
				безвредных	нежелательных			
Сульфат натрия (натрий сернокислый) технический (побочный продукт при производстве соляной кислоты), ГОСТ 1363-47*	Na_2SO_4							
1-й сорт	95,0					22—80	0—24	
2-й „	91,0					20—00	0—22	
Сульфат натрия (натрий сернокислый кристаллизационный из осадительных ванн вискозного производства), МРТУ 6-06-61-66								
Марка А: 1-й сорт	99,5					31—85	0—32	
2-й „	98,0					27—50	0—28	
Марка Б: 1-й сорт	98,0					25—00	0—26	
2-й „	96,0					21—00	0—22	
Суперфосфат из апатитового концентрата гранулированный, ГОСТ 5956-73	P_2O_5 не менее							
1-й сорт	20,5					35—60	—	
2-й „	19,5					33—70	—	
Суперфосфат из апатитового концентрата, ГОСТ 8382-57	P_2O_5 не менее	Не более						По указанному ГОСТ данных в прейскуранте нет
Высший сорт	19,5	12						
1-й сорт	19,0	13						
Тринатрийфосфат технический, ГОСТ 201-58	$Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$ P_2O_5 не менее 23,7		Не более 0,1			85—00	—	
Хлор жидкий, ГОСТ 6718-68	Cl_2, % объемные не менее 99,5	Не более 0,06				70—00	—	

15-13. НАСЫПНАЯ МАССА МАТЕРИАЛОВ (т/м³)

Негашеная известь	1,0	Глинозем	1,2
Гашеная известь	0,6—0,7	Гравий	1,6
Поваренная соль каменная	1,0	Обожженный доломит	1,0—1,2
Поваренная соль выварочная	0,75—0,8	Активированный уголь	0,25
Сода	0,9—1,2	Антрацит	0,7—0,8
Кварцевый песок	1,5		

15-14. ИОНООБМЕННЫЕ МАТЕРИАЛЫ

Материал	Размер зерен, мм, не менее	Насыпная масса, т/м³		Влажность товарного продукта, %	Стоимость сухого продукта, руб/т	Технические условия, ГОСТ
		товарного продукта	в набухшем состоянии			
Сульфоуголь 1-го сорта:						
крупный СК-1	0,5—1,2	0,67—0,70	—	<30	170	ГОСТ 5696-51*
мелкий СМ-1	0,25—0,7	0,69—0,79	—	<30	160	То же
Сульфоуголь 2-го сорта:						
крупный СК-2	0,5—1,2	0,67—0,70	—	<30	145	» »
мелкий СМ-2	0,25—0,7	0,69—0,79	—	<30	130	» »
Катионит КУ-1	0,3—2,0	0,6—0,75	0,33	<50	1200	ХТУ № 107-58
Катионит КУ-2-8	0,315—1,25	0,7—0,88	0,34	40—60	2250	ГОСТ 5.1428-72
Катионит КУ-2-8чС	0,4—1,5	0,75—0,9	0,33	45—65	6000	МРТУ 6-05-952-65
Катионит КБ-4-П2:	0,3—2,0	0,68—0,82	Не более:	<75	3600	МРТУ 6-05-902-63
в натриевой форме:	—	—	0,17	—	—	
в водородной форме	—	—	0,33	—	—	
Анионит АН-31	0,4—2,0	0,72—0,75	0,31	<10	3270	ГОСТ 13504-68
Анионит АВ-17-8	0,355—1,25	0,74	0,33	35—50	6600	То же
Анионит АВ-17-8чС	0,4—1,25	0,74	0,33	40—60	14 500	» »

Примечания: 1. Катиониту КУ-2 присвоен Государственный знак качества, он отличается хорошей стойкостью к щелочам и кислотам и применяется при температуре 120—130°С.

2. Анионит у АВ-17-8 присвоен Государственный знак качества.

3. Стоимость приведена по прейскуранту № 05-01 „Синтетические смолы и пластические массы".

ПРИЛОЖЕНИЕ

ДЕАЭРАТОРЫ ТИПА ДА

Опыт эксплуатации деаэраторов типа ДСА производительностью от 5 до 300 т/ч показал некоторые недостатки расположения барботажного устройства в деаэраторном баке. В ряде случаев при недостаточно качественном выполнении работ по установке устройства в баке в дальнейшем происходили отрывы в местах сварки. Такое же явление наблюдалось при повышенном нагреве воды в деаэраторе, т. е. при средневзвешенной температуре воды и конденсата ниже допустимой и соответственно при больших расходах пара, поступающего на барботаж.

Существенным недостатком расположения барботажного устройства в деаэраторном баке является также повышенная коррозия бака, связанная с тем, что химически обработанная вода, поступающая в бак, прошедшая только первую ступень деаэрации, содержит значительное количество агрессивных газов.

В связи с изложенным ЦКТИ им. Ползунова разработана новая конструкция деаэраторов типа ДА, двухступенчатых барботажных атмосферного давления. Эти деаэраторы отличаются тем, что барботажное устройство в них располагается в нижней части деаэрационной колонки.

Колонка устанавливается на деаэраторный бак старой конструкции.

Подвод химически обработанной воды и конденсата осуществляется в верхнюю часть колонки, пар подводится в паровое пространство деаэраторного бака со стороны, противоположной колонке. Такой подвод пара обеспечивает надежную вентиляцию парового объема деаэраторного бака. Для присоединения комбинированного предохранительного устройства в баке предусматривается переливная воронка, а в паровом пространстве — патрубок. Отвод деаэрированной воды осуществляется со стороны, противоположной колонке.

Преимущества новых деаэраторов сравнительно с деаэраторами типа ДСА:

1) повышенная заводская готовность;
2) снижение металлоемкости;
3) упрощение монтажа;
4) повышение эксплуатационной надежности;
5) уменьшение коррозии деаэраторных баков.

Ниже приведены габаритные размеры деаэраторов типа ДА.

Размер, мм	Типы деаэраторов						
	ДА-5	ДА-10	ДА-15	ДА-25	ДА-50	ДА-75	ДА-100
Общая высота	3598	3950	3950	4262	4354	4522	4612
Диаметр бака	1200	1600	1600	2000	2000	2200	2200
Высота от опор до оси бака	808	1016	1016	1208	1216	1324	1324
Высота от опор до наинизшего уровня воды	1156	1476	1476	1788	1796	1964	1964

Как видно из сравнения габаритных размеров деаэрационных установок нового типа с деаэраторами типа ДСА, общая высота их увеличилась на 600—700 мм.

Это увеличение, не имеющее принципиального значения при установке деаэраторов в зданиях высотой 12—14 м и более, а также при открытой установке деаэраторов, может вызвать серьезные осложнения при компоновке в зданиях высотой до строительных конструкций 6—8 м. В таких зданиях размещаются все котельные с котлами ДКВР для работы на газе и мазуте, а также с газомазутными котлами новых конструкций серии ДЕ.

Для решения этого вопроса одновременно с разработкой деаэраторов типа ДА, ЦКТИ им. Ползунова совместно с заводом-изготовителем рассмотрели возможность работы центробежных питательных насосов типа ЦНСГ с уменьшением подпора на всасывающих патрубках насосов. В результате исследования этого вопроса принято решение о возможности уменьшения подпора на всасывающих патрубках насосов типа ЦНСГ до 4 м без учета гидравлических сопротивлений всасывающих магистралей. Это решение дает возможность при установке деаэраторов типа ДА вместо предусмотренных разработанными ранее типовыми проектами котельных деаэраторов типа ДСА, снизить высоту установки деаэраторов.

Выше приведены данные по деаэраторам типа ДА производительностью от 5 до 100 т/ч. В связи с тем, что разработка рабочих чертежей деаэраторов ДА-150, ДА-200 и ДА-300 не была закончена ко времени составления настоящего справочника, данные по этим деаэраторам не приводятся. Однако следует иметь в виду, что их высота также увеличивается на 600—800 мм.

Производство деаэраторов нового типа на Таганрогском котельном заводе планируется начать в ближайшее время одновременно со снятием с производства деаэраторов типа ДСА.

Изготовление деаэраторных баков, не входящих в объем заводской поставки, не намечается. Для изготовления баков силами монтажных организаций или местных заводов нестандартизированного оборудования чертежи следует запрашивать на заводах-поставщиках деаэраторов.

ЦКТИ им. Ползунова подготовлено техническое задание на разработку баков для деаэраторов атмосферного давления с барботажем в колонке. Чертежи этих баков будут выполнены взамен чертежей, разработанных в 1968 г. Черновицким машиностроительным заводом.

Новые деаэраторные баки рассчитываются на 15—20-минутный запас при номинальной производительности деаэраторов. Предполагается разработка двух вариантов конструкции баков: для изготовления на заводах — со сферическими днищами и для изготовления силами монтажных организаций — с коническими днищами.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

стр 18

1. **Справочник** химика-энергетика. Т. 1. Справочные материалы общего назначения. Под ред. В. А. Голубцова и др. М., Госэнергоиздат, 1960.
2. **Справочник** химика-энергетика. Т. 2. Водоподготовка. Под ред. В. А. Голубцова и др. М., Госэнергоиздат, 1958.
3. **Справочник** химика-энергетика. Т. 1. Под общ. ред. С. М. Гурвича. М., «Энергия», 1972.
4. **Справочник** химика. Т. 3. Под общ. ред. Б. П. Никольского и др. М., «Химия», 1964.
5. **Справочник** проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. М., Стройиздат, 1967.
6. **Водоснабжение.** СНиП П-Г.3-63. М., Госстройиздат, 1963.
7. **Указания** по проектированию котельных установок. СН 350-66. М., Стройиздат, 1967 (Госстрой СССР).
8. **Горячее** водоснабжение, нормы проектирования. СНиП II-Г.8-63.
9. **Тепловые сети.** Нормы проектирования. СНиП II-Г.10-73. М., Стройиздат, 1973.
10. **Обработка** воды на электростанциях. Под ред. В. А. Голубцова. М., «Энергия», 1965.
11. **Клячко В. А., Апельцин И. Э.** Очистка природных вод. М., Стройиздат, 1971.
12. **Клячко В. А., Апельцин И. Э.** Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения. М., Госстройиздат, 1962.
13. **Кастальский А. А., Минц Д. М.** Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения. М., «Высшая школа», 1962.
14. **Кастальский А. А.** Проектирование устройства для удаления из воды растворенных газов в процессе водоподготовки. М., Госстройиздат, 1957.
15. **Шкроб М. С., Прохоров Ф. Г.** Водоподготовка и водный режим паротурбинных электростанций. М., Госэнергоиздат, 1961.
16. **Вихрев В. Ф., Шкроб М. С.** Водоподготовка. Изд. 2-е. М., «Энергия», 1973.
17. **Белан Ф. И., Сутоцкий Г. П.** Водоподготовка промышленных котельных. М., «Энергия», 1969.
18. **Мещерский Н. А.** Эксплуатация водоподготовок в металлургии. М., Металлургиздат, 1958.
19. **Мещерский Н. А.** Контроль водного режима на электростанциях и в котельных. М., «Энергия», 1970.
20. **Инструкция** по фосфатированию котловой воды. М., Энергонот ОРГРЭС, 1970.
21. **Руководящие** указания по известкованию воды на электростанциях. М., Энергонот ОРГРЭС, 1973.
22. **Оликер И. И., Пермяков В. А.** Термическая деаэрация воды на тепловых электростанциях. Л., «Энергия», 1971.
23. **Руководящие** указания по проектированию термических деаэрационных установок питательной воды, 1968 (ЦКТИ им. Ползунова, ВТИ им. Дзержинского).
24. **Деаэраторы** атмосферного и повышенного давления. 18-7-71. Каталог-справочник. М., НИИинформтяжмаш, 1971.
25. **Деаэраторы** вакуумные. 18-7-71. Каталог-справочник. М., НИИинформтяжмаш, 1971.
26. **Руководящие** указания по коагуляции воды на электростанциях. М., Энергонот ОРГРЭС, 1973.
27. **Высоцкий С. П.** О работе водоподготовительных установок в режиме натрий-хлор-ионирования. — «Теплоэнергетика», 1970, № 10, с. 15—18.
28. **Кострикин Ю. М.** Инструкция по анализу воды, пара, реагентов, отложений в теплосиловом хозяйстве. М., «Энергия», 1967.
29. **Лабораторное** оборудование. Каталог-справочник. М., ГипроНИИ АН СССР, 1973.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие 3

Раздел первый. Основные данные но химии воды 4

1-1. Показатели качества воды 4
1-2. Анализы воды и их проверка 7
1-3. Вычисление состава воды после различных стадий ее обработки . . . 8
1-4. Состав природных вод СССР 11

Раздел второй. Методы и схемы обработки воды 14

2-1. Коагуляция и осветление воды 14
2-2. Методы осаждения 16
а) Известкование 16
б) Известково-содовый метод 18
в) Едконатровый метод 19
г) Термический метод 19
д) Внутрикотловая обработка воды 19
е) Магнитный метод обработки воды для паровых котлов ($t>100°C$) . 20
2-3. Магнитный метод обработки при подогреве воды ниже 95°C 20
2-4. Обезжелезивание подземных вод 22
2-5. Обработка воды путем ионного обмена 24
а) Натрий-катионирование 25
б) Натрий-хлор-ионирование 26
в) Водород-катионирование 28
Водород-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров . . 29
Параллельное водород-натрий-катионирование 33
Водород-катионирование в схемах химического обессоливания . . . 33
г) Ионитный способ обессоливания воды (химическое обессоливание) . 34
д) Аммоний-натрий-катионирование 38
2-6. Коррекционные методы обработки воды 39
а) Нитратирование 39
б) Обработка аммиаком 40
в) Фосфатирование 40
2-7. Обработка конденсатов 42
а) обезмасливание конденсатов 42
б) Очистка конденсата возвращаемого от мазутного хозяйства . . . 44
в) Очистка конденсата от продуктов коррозии и умягчение 46

Раздел третий. Нормы качества воды и пара 49

3-1. Нормы качества питательной воды и пара 49
3-2. Нормы качества котловой воды 51
3-3. Нормы качества воды для подпитки тепловых сетей 52
3-4. Требования к качеству сточных вод 54

Раздел четвертый. Выбор схем обработки воды 54

4-1. Общие положения 54
4-2 Выбор схем обработки воды для паровых котлов 55
4-3. Графический метод выбора схем обработки воды для паровых котлов типа ДКВр 58
4-4. Выбор схем обработки воды для подпитки тепловых сетей 61
а) Закрытая система теплоснабжения 61
б) Открытая система теплоснабжения 62

Раздел пятый. Расчет основного оборудования водоподготовительных установок 62

5-1. Осветлители 62
5-2. Осветлительные фильтры 67
5-3. Натрий-катионитные фильтры 70
5-4. Аммоний-натрий-катионитные фильтры 76
5-5. Хлор-ионитные фильтры 78
5-6. Водород-катионитные фильтры 80
а) Водород-катионитные фильтры в схеме водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров 83
б) Водород-катионитные фильтры в схеме параллельного водород-натрий-катионирования 85
в) Водород-катионитные фильтры в схемах частичного химического обессоливания 87
г) Рекомендации по применению противоточных водород-катионитных фильтров 89
5-7. Анионитные фильтры в схемах частичного химического обессоливания . 91
5-8. Декарбонизаторы 94
5-9. Намывные целлюлозные фильтры 97
5-10. Катионитные фильтры для обезжелезивания конденсата 99

Раздел шестой. Расчет оборудования и схемы вспомогательных устройств водоподготовительных установок 99

6-1. Склад реагентов 99
6-2. Предварительная обработка воды (предочистка) 104
6-3. Фильтровальное отделение 108

Раздел седьмой. Стандартное водоподготовительное оборудование 115

7-1. Осветлительные и сорбционные фильтры 115
7-2. Ионитные фильтры (параллельноточные) 127
7-3. Ионитные фильтры (противоточные) 135
7-4. Фильтры смешанного действия (ФСД) и вспомогательное оборудование к ним 137
7-5. Гидравлические мешалки и баки 146
7-6. Теплообменники и подогреватели 149
7-7. Оборудование для продувки котлов 152
7-8. Блочные водоподогревательные установки 158
7-9. Насосы-дозаторы завода Ригахиммаш 163
7-10. Оборудование различного назначения 168

Раздел восьмой. Нестандартизированное водоподготовительное оборудование (изготавливаемое при монтаже) 175

8-1. Осветлители 175
8-2. Установка для приготовления растворов полиакриламида 181
8-3. Декарбонизаторы 182

Раздел девятый. Принципиальные схемы и компоновки оборудования водоподготовительных установок 185

9-1. Общие положения 185
9-2. Установки натрий-катионирования 186
9-3. Установки водород-катионирования 188
9-4. Установки натрий-хлор-ионирования 189
9-5. Установка предварительной обработки воды (предочистка) 191

Раздел десятый. Примеры расчета водоподготовительных установок . . . 191

10-1. Расчет установки предварительной обработки воды (предочистки) . . 191
10-2. Расчет установки частичного химического обессоливания воды . . . 197
а) Исходные данные и выбор схемы обессоливания 197
б) Анионитные фильтры 198
в) Водород-катионитные фильтры 200
10-3. Расчет установки водород-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров 201
а) Исходные данные и выбор схемы 201
б) Водород-катионитные фильтры 202
в) Мерник крепкой серной кислоты 203
г) Резервуар хранения крепкой серной кислоты 203
д) Буферные саморегенерирующиеся фильтры 203
е) Декарбонизатор 203
ж) Вентилятор к декарбонизатору 203
и) Бак декарбонизированной воды 204
к) Насос декарбонизированной воды 204
л) Промывочный бак 204
м) Промывочный насос 204
10-4. Расчет водоподготовки комбинированной котельной 204
а) Исходные данные 204
б) Выбор схемы приготовления воды 205
в) Производительность водоподготовительной установки 208
г) Расчет оборудования 208

Раздел одиннадцатый. Расчет загрязнений сточных вод водоподготовительных установок котельных 218

11-1. Состав загрязнений стоков от регенерации натрий-катионитных фильтров 218
11-2. Состав загрязнений стоков от регенерации натрий-хлор-ионитных фильтров 219
11-3. Состав загрязнений стоков от регенерации водород-катионитных фильтров 220
11-4. Состав загрязнений стоков от регенерации анионитных фильтров (в схеме частичного химического обессоливания) 224
11-5. Состав загрязнений продувочной воды осветлителей 225
11-6. Состав загрязнений продувочной воды паровых котлов 225

Раздел двенадцатый. Химический контроль водоподготовки и водного режима котельной 227

12-1. Задачи химического контроля 227
12-2. Объем и периодичность химического контроля 228
12-3. Химические лаборатории 233

Раздел тринадцатый. Деаэрация воды 235

13-1. Общие положения 235
13-2. Деаэраторы атмосферного давления 237

13-3. Вакуумные деаэраторы 245
13-4. Схемы деаэрационных установок 253

Раздел четырнадцатый. Водно-химический режим паровых котлов 256

14-1. Общие положения 256
14-2. Периодическая продувка 257
14-3. Непрерывная продувка 258
14-4. Расчет величины продувки котлов 259
14-5. Схемы непрерывной продувки котлов 260
14-6. Расчет оборудования непрерывной продувки котлов 262

Раздел пятнадцатый. Справочные данные, необходимые для расчетов водоподготовительных установок 266

15-1. Атомные и эквивалентные массы химических элементов 266
15-2. Ионные и эквивалентные массы 266
15-3. Молекулярные и эквивалентные массы химических соединений . . . 267
15-4. Растворимость неорганических соединений в воде 269
15-5. Таблица замерзания растворов 269
15-6. Плотность водных растворов солей 270
15-7. *Плотность растворов серной кислоты и олеума* 271
15-8. Плотность растворов соляной кислоты 271
15-9. Плотность растворов едкого натра 272
15-10. Плотность водных растворов аммиака 272
15-11. Плотность и концентрация известкового молока 272
15-12. Реагенты, применяемые при обработке воды 273
15-13. Насыпная масса материалов (т/м^3) 280
15-14. Ионообменные материалы 280

Приложение. Деаэраторы типа ДА 281

Список литературы 283

Ольга Васильевна Лифшиц

**Справочник
по водоподготовке
котельных установок**

Редакторы *Л. Н. Синельникова, Р. М. Политти*
Переплет художника *А. А. Иванова*
Технический редактор *Л. А. Молодцова*
Корректор *М. Г. Гулина*

Сдано в набор 24/XI 1975 г. Подписано к печати 26/V 1976 г. Т-11015
Формат $70\times100^1/_{16}$ **Бумага типографская № 1**
Усл. печ. л. 23,4 **Уч.-изд. л. 24,32**
Тираж 30 000 экз. **Зак. 430** **Цена 1 р. 53 к.**

Издательство «Энергия», Москва, М-114, Шлюзовая наб., 10

Московская типография № 10 Союзполиграфпрома
при Государственном комитете Совета Министров СССР
по делам издательств, полиграфии и книжной торговли
Москва, М-114, Шлюзовая наб., 10.